

Hochschule Mittweida

Fakultät der Wirtschaftswissenschaften

Diplomstudiengang Wirtschaftsingenieurwesen

**HOCHSCHULE
MITTWEIDA**
UNIVERSITY OF
APPLIED SCIENCES



Diplomarbeit

zur Erlangung des akademischen Grades Dipl.-Wirt.-Ing. (FH)

Thema:

**Veredelung von Kaolin durch den Einsatz von aufbereitetem Brunnenwasser durch
Umkehrosmose am Beispiel der Kemmlitzer Kaolinwerke**

Betreut durch

Dipl.-Ing. Uwe Bittkow, bi.bra Abwassertechnik Dresden GmbH



1. Prüfer: Prof. Dr. rer. nat. Falk Richter
2. Prüfer: Prof. Dr. rer. pol. Ulla Meister

vorgelegt von: Erik Bratfisch
Matrikelnummer: 20932

vorgelegt am: 05. Juni 2013

Abstract

Das Kemmlitzer Kaolinwerk baut Kaolin im Tagebau ab und veredelt dieses durch einen Schlämmprozess vor Ort. Zur Erhöhung und Sicherung der dadurch erlangten Güte soll der Schlämmprozess durch die Verwendung von vollentsalztem Wasser verbessert werden.

Dieses soll in Eigenversorgung aus Brunnenwasser hergestellt werden. Die Anforderungen an den dazu notwendigen Wasseraufbereitungsprozess sind:

- Erfüllung der Qualitätsansprüche an das vollentsalzte Wasser
- Kostengünstige Lösung
- Kontinuierlicher Betrieb
- Verringerung der Risiken für die Umwelt
- Bestmögliche Anpassung der Lösung an den Automatisierungsgrad der Produktion, das Qualifikationsprofil der Mitarbeiter und die Organisationsstruktur vor Ort

Ziel der vorliegenden Arbeit ist es die verfahrenstechnischen Alternativen zur Gewinnung von vollentsalztem Wasser zu benennen und anhand der formulierten Anforderungen zu bewerten. Untersucht werden die Entsalzungsverfahren mittels Umkehrosmose und Ionenaustauscheranlage bzw. die Vorbehandlungsverfahren mittels verschiedenen Ansätzen zur Enteisung und Entmanganung. Eine Vorbehandlung mittels Oxydationseinheit, Kiesfilter und Anti-Scalant wird mit einem energieeffizienten Umkehrosmoseverfahren kombiniert und anschließend technisch und wirtschaftlich bewertet.

Eidesstattliche Erklärung

Hiermit erkläre ich an Eides Statt, dass ich die vorliegende Arbeit selbständig und ohne unerlaubte fremde Hilfe angefertigt, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt und die den benutzten Quellen und Hilfsmittel wörtlich oder inhaltlich entnommenen Stellen als solche kenntlich gemacht habe.

Die Arbeit hat keiner anderen Prüfungsbehörde vorgelegen.

Mir ist bekannt: Bei Verwendung von Inhalten aus dem Internet habe ich diese zu kennzeichnen und Ausdrücke davon mit Datum sowie der Internet-Adresse (URL) als Anhang der Diplomarbeit beizufügen.

Dresden, 5. Juni 2013

Erik Bratfisch

Danksagungen

Ein herzliches Dankeschön geht an alle, die mich bei der Erstellung meiner Diplomarbeit unterstützt haben. Besonders möchte ich mich bei Herrn Dipl.-Ing. Bittkow für seinen geduldigen Beistand und die vielen weitergegeben Erfahrungen aus dem Anlagenbau bedanken. Außerdem danke ich meinen Professoren Frau Prof. Dr. rer. pol. Meister und Herrn Prof. Dr. rer. nat. Richter für den fachlichen Rat.

Inhaltsverzeichnis

Abstract	II
Eidesstattliche Erklärung	III
Danksagungen	IV
Inhaltsverzeichnis	V
Tabellenverzeichnis	VII
Abbildungsverzeichnis	VIII
1. Einleitung	11
2. Grundlagen.....	14
2.1 Filtration.....	14
2.2 Enteisungs- und Entmanganungsverfahren	17
2.2.1 Direkte Oxydation von Eisen mit Luftsauerstoff	19
2.2.2 Direkte Oxydation von Mangan mit Luftsauerstoff.....	22
2.2.3 Dimensionierung eines Oxydationsbehälters zur Enteisung und Entmanganung mittels direkter Oxydation	23
2.2.4 Direkte Oxydation von Eisen mittels Oxydationsmitteln	24
2.2.5 Katalytische Oxydation von Eisen.....	25
2.2.6 Katalytische Oxydation von Mangan	27
2.2.7 Katalytische Oxydation von Eisen und Mangan	27
2.3 Das Ionenaustauscherverfahren.....	28
2.4 Umkehrosmoseanlage	32
2.4.1 Funktionsweise - Wickelmodul.....	36
2.4.2 Störsubstanzen	39
2.4.3 Konzeption einer Umkehrosmoseanlage	44
2.5. Anti-Scalants	48
2.6. Life-Cycle-Cost-Methode	51
3. Lösungsfindung	53
3.1 Wasseranalyse	53
3.2 Zielstellung	58
3.3 Vorfiltration.....	59
3.3.1 Vorfiltration unter Zugabe von Oxydationsmitteln	59
3.3.2 Vorfiltration mittels Kiesfilter	59
3.3.2.1 Oxydationseinheit	60
3.3.2.2 Vergleich verschiedener Filtermaterialien im Kiesfilter.....	63

3.3.3	Feinfilter	72
3.4.	Entsalzungsprozesse	73
3.4.1	Entsalzung mittels Ionenaustauscherverfahren	74
3.4.1.1	Ionenaustauscherverfahren – Kationenaustauscher	74
3.4.1.2	Ionenaustauscherverfahren – Anionenaustauscher	80
3.4.2	Entsalzung mittels Umkehrosmoseverfahren	84
3.4.2.1	Umkehrosmoseverfahren – Anti-Scalant	85
3.4.2.2	Umkehrosmoseverfahren – Enthärtung mittels Ionenaustauscher	86
3.4.2.3	Umkehrosmoseverfahren - Umkehrosmoseanlage	87
3.5	Technische Bewertung der Lösungsalternativen	88
4.	Technische Bewertung	93
5.	Wirtschaftliche Bewertung	95
5.1	Motivation der Investition in eine Wasseraufbereitungsanlage	95
5.2	Bewertung der laufenden Kosten	96
5.3.	Investitionsbewertung	97
6.	Schlusswort / Ausblick	101
	Literaturverzeichnis	102
	Anhang	104

Tabellenverzeichnis

Tabelle 2-1 Hydrationsstufen von Fe-III	19
Tabelle 2-2 Membranschädigende Substanzen	39
Tabelle 2-3 Beständigkeit der Membranen gegen Membranschädigende Substanzen	40
Tabelle 3-1 Brunnenwasseranalyse	53
Tabelle 3-2 Berechnung der Äquivalentkonzentration	75
Tabelle 3-3 Identifikation der Störstoffe	84
Tabelle 3-4 Bewertungsmatrix	89
Tabelle 3-5 Vergleich Filtermaterialien	90
Tabelle 3-6 Bewertungsmatrix	91
Tabelle 4-1 Vergleich von Membranen	93

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1-1 Kaolingestein.....	11
Abbildung 1-2 Lage Revier Kemmlitz.....	12
Abbildung 2-1 Geschlossener Mehrschichtkiesfilter.....	14
Abbildung 2-2 Sterndüse	15
Abbildung 2-3 Fe-II Fällungsreaktion.....	21
Abbildung 2-4 Redoxspannung Eisen / Mangan	22
Abbildung 2-5 Fällungs-pH-Bereich der wichtigsten Metalle.....	24
Abbildung 2-6 Ionenaustauschanlage.....	28
Abbildung 2-7 Harzkügelchen.....	29
Abbildung 2-8 Umkehrosmoseanlage Wickelmodulbauweise.....	32
Abbildung 2-9 Wickelmodul	36
Abbildung 2-10 Wicklung eines Wickelmodules	37
Abbildung 2-11 Beispiel einer Druckerhöhungspumpe	38
Abbildung 2-12 Störsubstanzbehandlung	40
Abbildung 2-13 Druckaustauscher	43
Abbildung 2-14 Fließschema eines Druckaustauschers	44
Abbildung 2-15 Schema einer zweistufigen Umkehrosmose.....	45
Abbildung 2-16 LD-Spacer	47
Abbildung 2-17 Vergleich der Flux-Verteilung	48
Abbildung 2-18 LCC - diskontierte Ausgaben über Zeit.....	51
Abbildung 3-1 Oxidationsbehälter	61
Abbildung 3-2 Montageschema eines Oxidationsbehälters	62
Abbildung 3-3 - Schüttplan	63
Abbildung 3-4 Drucktank.....	64
Abbildung 3-5 Kennlinie KDT 3.140 - 50 Hz Diagram m^3/h und bar absolut.....	67
Abbildung 3-6 Kennlinie <i>KSB Movitec V F32-3</i>	68
Abbildung 3-7 Schüttplan	69
Abbildung 3-8 Drucktank.....	70
Abbildung 3-9 Versuchsreihe <i>Everzit Mn</i>	71
Abbildung 3-10 Kennlinie <i>Speck Series IN-VB 85</i>	72
Abbildung 3-11 Eaton Feinfilter.....	73
Abbildung 3-12 Drucktank.....	76
Abbildung 3-13 Drucktank.....	81
Abbildung 3-14 - Statischer Mischer	85
Abbildung 3-15 Doppel-Enthärtungsanlage Leistung $29 \text{ m}^3/\text{h}$	86
Abbildung 3-16 Beispiel eines Umkehrosmose-Fließbildes	87

Abbildung 3-17 Montageschema Enteisungs- und Entmanganungsfilter.....	92
Abbildung 5-1 Kritische Rohstoffe durch hohe Länderkonzentration und hohes Länderrisiko	98
Abbildung 5-2 weltweite Preisentwicklung Kaolin.....	99

1. Einleitung

Das Kemmlitzer Kaolinwerk baut Kaolin im Tagebau ab und veredelt dieses durch einen Schlämmprozess vor Ort. Die Produktion von Kaolinerde umfasst das Ausschlämmen des Rohkaolins aus dem Abraum des Kaolintagebaus und die Aufkonzentrierung und Trocknung zu Kaolinerde. Zur Erhöhung und Sicherung der Güte soll der Schlämmprozess durch die Verwendung von vollentsalztem Wasser verbessert werden.



Abbildung 1-1 Kaolingestein¹

¹ PD-USGov-Interior-USGS-Minerals, <http://resourcescommittee.house.gov>, 2004

Dieses soll in Eigenversorgung aus Brunnenwasser hergestellt werden. Die Anforderungen an den dazu notwendigen Wasseraufbereitungsprozess sind:

- Erfüllung der Qualitätsansprüche an das VE-Wasser
Leitfähigkeit: $20 \mu S \leq G \leq 50 \mu S$
- Kostengünstige Lösung
- Kontinuierlicher Betrieb
- Verringerung der Risiken für die Umwelt
- Bestmögliche Anpassung der Lösung an das Automationsniveau der Produktion, das Qualifikationsprofil der Mitarbeiter und die Organisationsstruktur vor Ort

Das Kaolinrevier Kemmlitz birgt die bedeutendsten feinkeramischen Kaoline und blickt auf eine lange Tradition zurück. Kaolin aus Kemmlitz deckt den jährlichen Bedarf der deutschen Porzellanproduktion zu 40 - 50%. (1 S. 8)².

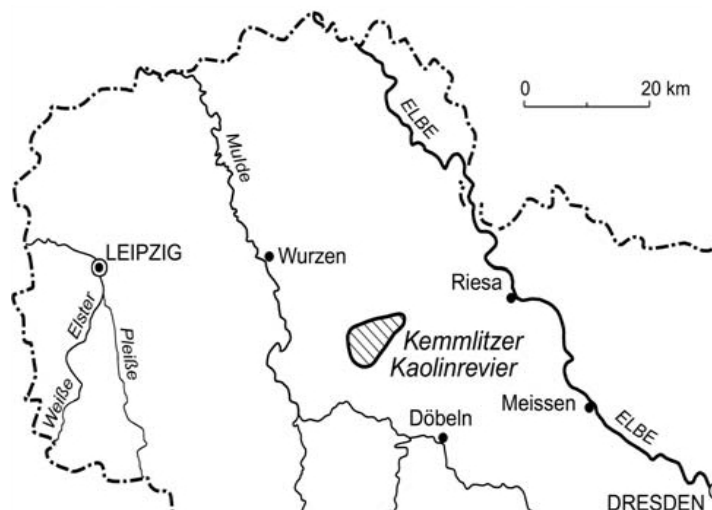


Abbildung 1-2 Lage Revier Kemmlitz³

² G. Schwerdtner, H. Anger, M. Störr. Bergbaumonographie. Die Kaolinlagerstätten des Kemmlitzer Reviers. Freiberg : Landesamt für Umwelt und Geologie - Oberbergamt, 2007, Bd. 13.

³ G. Schwerdtner, H. Anger, M. Störr. Bergbaumonographie. Die Kaolinlagerstätten des Kemmlitzer Reviers. Freiberg : Landesamt für Umwelt und Geologie - Oberbergamt, 2007, Bd. 13.

Die vorliegende Arbeit beginnt mit einer kurzen Präsentation der notwendigen Verfahrenstechnik. Danach sollen die technischen Lösungsalternativen aufgezeigt werden, welche den genannten Anforderungen entsprechen. Im Anschluss daran soll die technische Lösung wirtschaftlich bewertet werden.

Zum besseren Verständnis der zu diskutierenden Lösungsalternativen, werden im folgenden Kapitel technische und wirtschaftliche Grundlagen zusammengefasst:

Technische Grundlagen

- Kiesfilter
- Überblick über Enteisung- und Entmanganungsverfahren
 - Direkte Oxidation von Eisen mit Luftsauerstoff
 - Direkte Oxidation von Mangan mit Luftsauerstoff
 - Dimensionierung eines Oxydationsbehälters
 - Direkte Oxydation von Eisen mittels Oxydationsmitteln
 - Fällung zum Eisen- und Manganhydroxid
- Ionenaustauscherverfahren
- Umkehrosmoseverfahren
 - Funktionsweise Wickelmodul
 - Störsubstanzen
 - Energiesparmaßnahmen
 - Auslegung einer Umkehrosmoseanlage
 - Anti-Scalants

Wirtschaftliche Grundlagen

- Life-Cycle-Cost-Methode

2. Grundlagen

2.1 Filtration

Die Filtration mittels Kies zählt zu den ältesten Methoden der Wasseraufbereitung. Ziel einer Filtration über Kies ist es ungelöste Trübstoffe aus dem Rohwasser zu entfernen. Im industriellen Einsatz findet die Filtration mittels Kies in Behältern statt. Hierbei wird zwischen offenen und geschlossenen Behältern und zwischen Ein- oder Mehrschichtfiltern unterschieden.



Abbildung 2-1 Geschlossener Mehrschichtkiesfilter⁴

Das Funktionsprinzip ist bei den genannten Varianten immer das gleiche. Das Rohwasser wird von oben auf das Kiesbett gebracht, sickert durch dieses, reichert sich von abfiltrierbaren Stoffen ab und tritt über einen Ablauf aus. Die Granulatoberfläche verschmutzt dadurch in Abhängigkeit von der Nutzungszeit und der Eingangswasserquali-

⁴ In Anlehnung an Katalog bi.bra Abwassertechnik GmbH, Dresden, 2008.

tät. Eine regelmäßige Filterbettreinigung ist daher notwendig. Hierzu wird im Gegenstrom meist Rohwasser und Druckluft in den Behälter eingebracht, was eine mechanische Reibung zwischen den Kieskörnern erzeugt, den Schmutz damit ablöst und aufschwemmt. Über einen oberen Ablauf kann das verschmutzte Rückspülwasser abfließen und separiert abgeleitet werden. Geschlossene Kiesfilter arbeiten während der Filtration unter Druck, was eine Schnellfiltration ermöglicht. Mehrschichtfilter verwenden unterschiedliche Kiesqualitäten, welche in unterschiedlichen Schichtstärken übereinander eingebracht werden.

Die Auswahl der Korngröße beziehungsweise die Festlegung der Schichtstärken des Kiesel folgt den Anforderungen an die Filtrationsleistung. Wichtige Einflussfaktoren für ein optimales Filtrationsergebnis sind Wassertemperatur und Salzgehalt.

Ist der Salzgehalt hoch, sind Filtrationsgeschwindigkeiten von $20 \frac{m}{h}$ realisierbar. Ist er niedrig können Geschwindigkeiten von 30 bis $40 \frac{m}{h}$ erzielt werden.

Industriell werden hauptsächlich geschlossene Mehrschichtfilter verwendet, weswegen diese Bauart folgend vertieft erklärt wird.

DIN 19632 / 19643 legen fest, dass ein geschlossener Mehrschichtkiesfilter eine mindesten 0,3 m starke Stützschrift benötigt, welche auf den Düsenboden beziehungsweise, das Düsenkreuz, aufgebracht wird. Die Stützschrift hat die Funktion Düsen-schlitz vor Kieseintrag zu schützen. Die darauf folgende Schicht bildet die eigentliche Filterschicht. Sie besteht bei Mehrschichtfiltern aus mindestens zwei verschiedenen Kiesschichten und hat eine Stärke von circa 0,8 m. Die Kiesschichten unterscheiden sich unter andere in Korngröße, Dichte und Durchlässigkeit.



Abbildung 2-2 Sterndüse⁵

⁵ In Anlehnung an Katalog KSH GmbH Herford - 2011 - Seite 1

Bei Bewässerung muss eine Ausdehnung der Filtrationsschicht von 25% einkalkuliert werden. Außerdem ist ein Freiraum von absolut 0,2 m für Zu- beziehungsweise Abführungsvorrichtungen zu gewähren. (2 S. 116)⁶

Im industriellen Betrieb arbeiten Kiesfilter meist automatisiert und werden durch Rückspülung über eine Intervall- oder Ereignissteuerung regeneriert. Die Intervallsteuerung realisiert die minimal notwendige Regeneration, welche zweimal wöchentlich erfolgen muss um einer biologischen Verkeimung des Filters entgegenzuwirken. Die ereignisgesteuerte Regeneration erfolgt dann, wenn der Differenzdruck zwischen Filterein- und -ausgang ein vorher festgelegtes, maximales Niveau erreicht hat, was auf eine Verschlechterung der Sickerseigenschaften durch Verschmutzung hinweist. Ab einer Erhöhung des Filterwiderstandes von 0,5 bar wird eine Regeneration ausgelöst. Das Regenerationsverfahren wird mit einer getrennten Spülung von Luft und Wasser durchgeführt. Die Durchmischung der Filterschichten soll dadurch vermieden werden. Die Wasserspülung und das Einblasen erfolgen entgegen der Betriebsrichtung im Aufstrom. Über 3 Minuten wird eine Menge von 60 bis 90 $\frac{m^3}{h}$ je Quadratmeter Filterfläche, bei einem Druck von 1,0 bar eingetragen. Die eingetragene Luft bewirkt eine Bewegung im Filterbett, bricht Verklebungen, Verdichtungen und Filterkuchen auf und macht sie somit ausspülbar (2 S. 118)⁷. Über 5 Minuten werden im Anschluss bei einer Spülgeschwindigkeit von 3 $\frac{m^3}{h}$ je Quadratmeter, die abgelösten Trübstoffe mit Wasser ausgespült. Die Regeneration ist nun abgeschlossen und der Kiesfilter für den Betrieb wieder verwendbar.

⁶ Wilhelm, Stefan. 2008. *Wasseraufbereitung*. 7. Berlin : Springer, 2008.

⁷ Wilhelm, Stefan. 2008. *Wasseraufbereitung*. 7. Berlin : Springer, 2008.

2.2 Enteisungs- und Entmanganungsverfahren

Enteisungs- und Entmanganungsverfahren werden weitverbreitet in der Wasseraufbereitung eingesetzt um Eisen- und Mangankonzentrationen zu reduzieren. Wasser wird mittels Enteisung oder Entmanganung behandelt um damit Rostbildung in Rohrnetzen zu vermeiden.

Eisen und Mangan liegen je nach Wasserherkunft in unterschiedlichen Formen vor. Prinzipiell kann zwischen einer organischen und anorganischen Bindung unterscheiden werden. Im folgenden Abschnitt liegt der Fokus auf anorganischen Eisen- und Manganverbindungen.

In Brunnen- und Quellwassern liegen Eisen und Mangan meist gelöst in reduzierter Form als farblose Eisen- und Manganhydrogencarbonate ($\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$; $\text{Mn}(\text{HCO}_3)_2$) vor. (3 S. 16)⁸

In Lösung liegt Eisen meist als zweiwertiges Ion vor. Um es zu entfernen wird es mittels Oxydation in einen dreiwertigen Zustand zur Ausfällung als Flocke gebracht. Ähnlich verfährt man mit Mangan, welches mittels Oxydation von einem zwei- in einen vierwertigen Zustand gebracht wird und anschließend ausfällt. (4 S. 192)⁹

Allein die Anwesenheit von Eisen-II-Hydroxyd $\text{Fe}(\text{OH})_2$ unterstützt die Bildung von Eisen-III-Hydroxyd. Nach der folgenden Sortierung gilt, dass „[...] jedes dieser Hydroxide es vermag das jeweils links von ihm stehenden zu bilden, wobei es selbst in Lösung geht.“ (5 S. 150)¹⁰

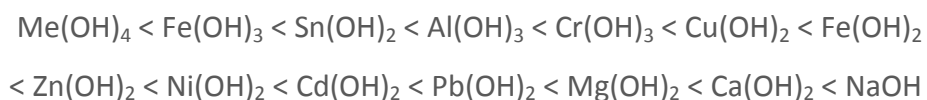


Abbildung 2 3

⁸ Nissen, W. *Taschenbuch über Wasseraufbereitungsanlagen*. Leipzig : VVB Energiemaschinenbau, 1960.

⁹ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

¹⁰ Hartinger, L. *Handbuch der Abwasser- und Recyclingtechnik*. München : Hanser, 1991. ISBN 978-3-446-15615-9.

1992 stellten Meyerhoff, Rott und Wiegeld fest, dass bezüglich der Enteisung und Entmanganung aufgrund der "komplexen Verknüpfung aller Einfluss nehmenden Parameter [...] eine formelmäßige Erfassung [...] nur näherungsweise erfolgen" kann. (6 S. 478)¹¹

Prinzipiell kann festgehalten werden:

- Ein hoher pH-Wert (alkalisch), entspricht einer hohen Konzentration an Hydroxydionen (OH^-) und begünstigt eine Oxidation von Eisen und Mangan. (6 S. 480)¹²
- Eine Temperaturerhöhung um $10\text{ }^\circ\text{C}$ führt zu einer Beschleunigung der Brown'schen Molekularbewegung und beschleunigt damit die Reaktionsabläufe um den Faktor 2 bis 3. (6 S. 481)¹³

Für den großtechnischen Einsatz werden Verfahren angewendet, welche den zwei Prinzipien folgen: (4 S. 192)¹⁴

- Direkte Oxydation mit Sauerstoff oder Zugabe von anderen Oxydationsmitteln
- Katalytische Oxydation

¹¹ Gimbel, Jekel. *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien :Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.

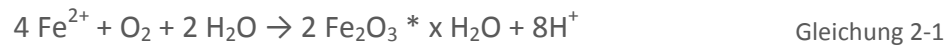
¹² Gimbel, Jekel. *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien :Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.

¹³ Gimbel, Jekel. *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien :Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.

¹⁴ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

2.2.1 Direkte Oxydation von Eisen mit Luftsauerstoff

Dieser Prozess verläuft sehr langsam und kann ohne den Einsatz von Katalysatoren im neutralen pH-Bereich Stunden bis Tage, bei Mangan Wochen dauern. Die Enteisung verläuft schematisch nach der unten stehenden Formel. Zweiwertiges Eisen (Fe^{2+}) reagiert mit Sauerstoff (O_2) und Wasser (H_2O) zu einem Eisen-III-Oxyhydrat ($\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot x \text{H}_2\text{O}$) unter Abgabe von Wasserstoffionen. (4 S. 192)¹⁵



Eisen-III-Oxyhydrat hat unterschiedliche Hydrationsstufen, welche unter anderem durch unterschiedliche Färbungen sichtbar sind.

Formel	Bezeichnung
$\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot x \text{H}_2\text{O}$	Nadeleisenerz (Goethit)
$\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot x 2\text{H}_2\text{O}$	Gelbeisenerz
$\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot x 3 \text{H}_2\text{O}$	Wiesenerz
$2\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot x 3 \text{H}_2\text{O}$	Brauneisenerz (Limonit)

Tabelle 2-1 Hydrationsstufen von Fe-III

Eisen-III-Hydroxid ($\text{Fe}(\text{OH})_2$) als Oxydhydrat nimmt durch eine fortlaufende Oxidation eine erst grünlich / hellgrüne Färbung und bei Beendigung der Reaktion eine dunkelgrüne bis schwarzbraune Färbung an. Dies ist durch die verschiedenen Hydrationsstufen zu begründen, welche das dreiwertige Eisenhydroxyd annimmt. (5 S. 128)¹⁶

¹⁵ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

¹⁶ Hartinger, L. *Handbuch der Abwasser- und Recyclingtechnik*. München : Hanser, 1991. ISBN 978-3-446-15615-9.

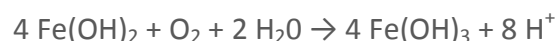
Am Beispiel von Eisen-II-Hydrogencarbonat ($\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$), welches verstärkt in Brunnenwasser vorkommt, soll die Enteisung mittels Belüftung, ohne die Zugabe wie zum Beispiel Natriumhydroxid (NaOH) oder Soda (Na_2CO_3) gezeigt werden.

In einem ersten Reaktionsschritt reagiert Eisen-II-Hydrogencarbonat ($\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$) zu Eisen-II-Hydroxid ($\text{Fe}(\text{OH})_2$) und Kohlenstoffdioxid (CO_2).



Gleichung 2-2

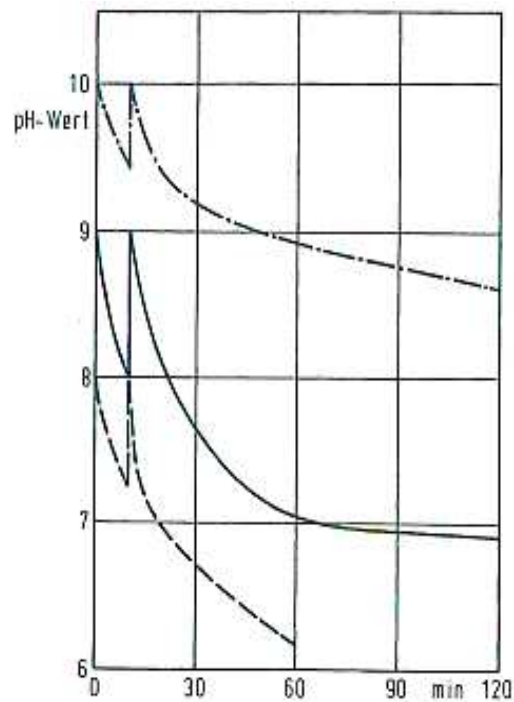
Die aktive Bewegung des Beckens durch eingeblasene Luft, bewirkt ein beschleunigtes entgasen physikalisch gelösten Kohlenstoffdioxids (CO_2). Das Entweichen von Kohlenstoffdioxid (CO_2) bewirkt eine Verschiebung des Kohlenstoffdioxid-Kohlensäuregleichgewichts. Dadurch wird ein weiterer Zerfall von Eisen-II-Hydrogencarbonat-Verbindung ($\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$) in Eisen-II-Hydroxyd ($\text{Fe}(\text{OH})_2$) und Kohlenstoffdioxid (CO_2) unterstützt.



Gleichung 2-3

Eisen-II-Hydroxyd ($\text{Fe}(\text{OH})_2$), Sauerstoff (O_2) und Wasser (H_2O) reagieren in einem zweiten Reaktionsschritt unter der Abgabe von Wasserstoffionen (H^+) zu Eisen-III-Hydroxyd ($\text{Fe}(\text{OH})_3$). Eisen-III-Hydroxyd ist nicht wasserlöslich und fällt aus. Durch die Reaktion abgegebene Wasserstoffionen bewirken eine Senkung des pH-Wertes. Eine kontinuierliche Nachdosierung von z.B. Natriumhydroxyd (NaOH) kann der reaktionsoptimale pH-Wert gehalten werden.

Das Diagramm in Abbildung 2-4 zeigt die pH-Wert-Entwicklung von drei verschiedenen Eisen-II-Fällungsreaktionen über einen Zeitraum von 2 Stunden, wobei bereits nach jeweils 10 Minuten der pH-Wert mittels Zugabe von Natriumhydroxyd (NaOH) angepasst wurde und die Belüftung nach 30 Minuten stoppte.

Abbildung 2-3 Fe-II Fällungsreaktion¹⁷

Während der Oxydation zu Eisen-III-Hydroxid entstehen äquivalent je zweiwertiges Eisen, zwei Wasserstoffionen, welche den pH-Wert senken. Bei der Verfahrensauslegung muss daher unbedingt berücksichtigt werden, dass hierbei Senkungen von 3 bis 4 pH-Einheiten durchaus möglich sind. Außerdem muss die Reaktionsträgheit beachtet werden, welche selbst bei aktiver Belüftung mittels Luft, messbar bis zu 90 Minuten nachwirken kann. (5 S. 73)¹⁸.

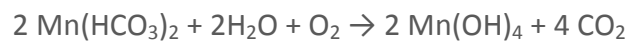
¹⁷ Hartinger, L. *Handbuch der Abwasser- und Recyclingtechnik*. München : Hanser, 1991. ISBN 978-3-446-15615-9. Seite 73

¹⁸ Hartinger, L. *Handbuch der Abwasser- und Recyclingtechnik*. München : Hanser, 1991. ISBN 978-3-446-15615-9.

2.2.2 Direkte Oxydation von Mangan mit Luftsauerstoff

Mangan und Eisen treten in Brunnenwasser meist gemeinsam auf. Es liegt zweifach gebunden an einen Kohlensäurerest vor und wirkt verfärbend beziehungsweise verursacht in Rohrleitungen Inkrustationen. Im Vergleich zu Eisen entstehen schwerlösliche Manganverbindungen erst bei höheren pH-Werten bzw. bei höheren Oxydationspotentialen. (4 S. 198)¹⁹

Durch Belüftung reagiert Manganhydrogencarbonat ($\text{Mn}(\text{HCO}_3)_2$) zu Mangan-IV-Hydroxid ($\text{Mn}(\text{OH})_4$) und Kohlenstoffdioxid (CO_2). (3 S. 17)²⁰



Gleichung 2-4

Werden Eisen und Mangan in einem Reaktionsraum gleichzeitig oxydiert, so bildet sich dabei immer zuerst Eisen-III-Hydroxid und dann Mangan-IV-Hydroxid. Dies begründet sich durch die unterschiedlichen Redoxspannungsverhältnisse, während der Oxydation. Die Reaktion mit dem größten Potential reagiert dabei zuerst.

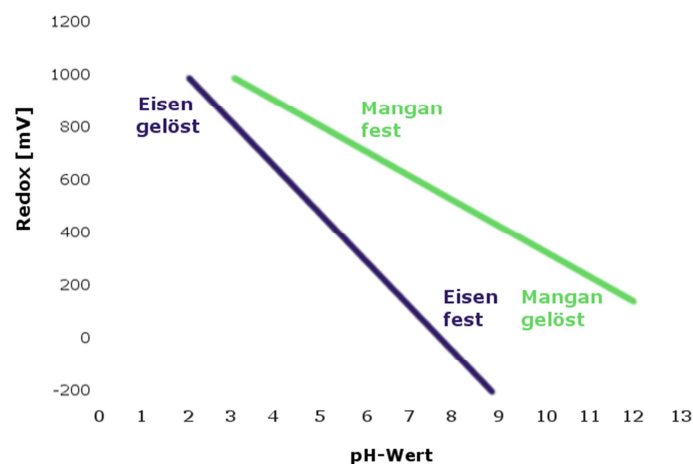


Abbildung 2-4 Redoxspannung Eisen / Mangan (6 S. 482)²¹

¹⁹ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

²⁰ Nissen, W. *Taschenbuch über Wasseraufbereitungsanlagen*. Leipzig : VVB Energiemaschinenbau, 1960.

²¹ Gimbel, Jekel. *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien : Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.

2.2.3 Dimensionierung eines Oxydationsbehälters zur Enteisenung und Entmanganung mittels direkter Oxydation

In praktischer Anwendung werden für die Enteisenung-Entmanganung mittels Belüftung für 1 kg zweiwertiges Eisen circa 10 m^3 Luft benötigt, für zweiwertiges Mangan circa doppelt so viel. Eine durchschnittliche Kontaktzeit mit Sauerstoff von 10 Minuten bei mittelblasiger Belüftung soll dabei vorgesehen werden.

Dieser Wert errechnet sich aus einem spezifischen Bedarf für Sauerstoff (O_2) von 0,14 mg für 1 mg Eisen-II (Fe-II) (0,28 mg für 1 mg Mn-II). Die Dichte von Luft ist $1,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$, der Massenanteil an Sauerstoff beträgt 23,14 %. Der Wirkungsgrad der Oxydation wird mit 5 % angenommen.

$$V_{\text{Luft für 1 kg Fe-II}} = \frac{m_{\text{O}_2 \text{ um 1 kg Fe-II}}}{1 \text{ kg Fe-II}} \times \frac{1}{\omega_{\text{O}_2 \text{ in Luft}}} \times \frac{1}{\rho_{\text{Luft}}} \times \frac{1}{\eta_{\text{O}_2}} \quad \text{Gleichung 2-5}$$

$$V_{\text{Luft für 1 kg Fe-II}} = \frac{140 \text{ g}}{1 \text{ kg Fe-II}} \times \frac{1}{0,2314} \times \frac{1}{1200 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}} \times \frac{100 \%}{5 \%} \approx \frac{10 \text{ m}^3}{1 \text{ kg Fe-II}} \quad \text{Gleichung 2-6}$$

$$V_{\text{Luft für 1 kg Mn-II}} = 2 \times V_{\text{Luft für 1 kg Fe-II}} \approx \frac{20 \text{ m}^3}{1 \text{ kg Mn-II}} \quad \text{Gleichung 2-7}$$

Nach erfolgreicher Oxydation von Eisen und Mangan ist es notwendig beide Flocken über einen Kiesfilter abzufiltrieren (4 S. 197)²².

²² Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

2.2.4 Direkte Oxydation von Eisen mittels Oxydationsmitteln

Die untenstehende Abbildung 2-7 zeigt die Fällungs-pH-Bereiche verschiedener Metalle. Oberhalb eines pH-Wertes von 9 beginnt der Fällungsbereich für Eisen-II (hier: Fe^{++}), welcher sich mittels Verwendung von Soda (Na_2CO_3) oder, wie oben gezeigt, unter Zugabe von Luftsauerstoff, in tiefer liegende pH-Wert-Bereiche erweitern lässt.

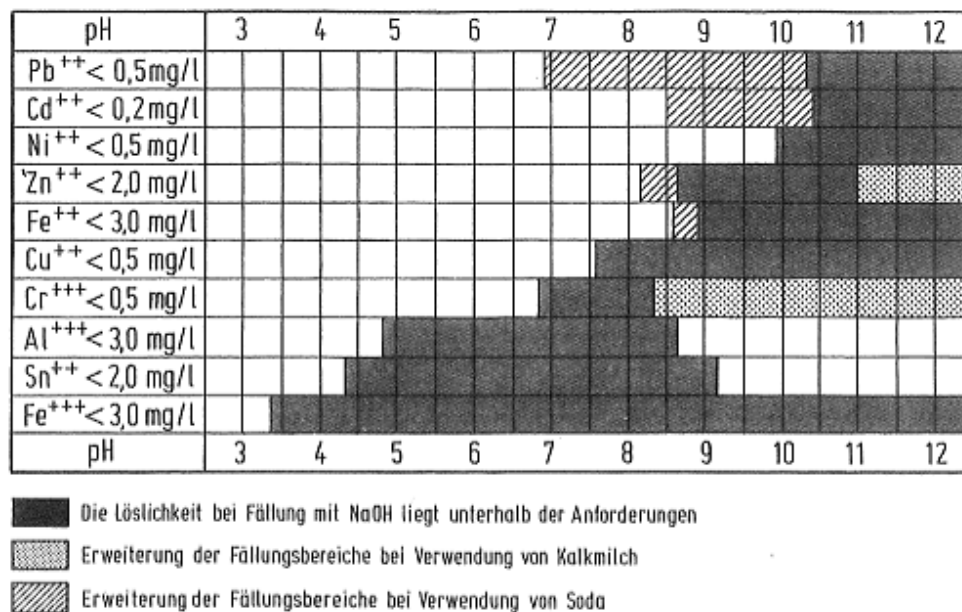


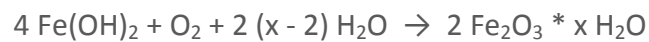
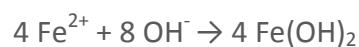
Abbildung 2-5 Fällungs-pH-Bereich der wichtigsten Metalle

Zu beachten ist, dass während der Reaktion von Eisen-II-Hydroxyd zu Eisen-III-Hydroxyd, Wasserstoffionen freigesetzt werden, welche zu einer Senkung des pH-Wertes führen. Dies macht eine kontinuierliche Nachdosierung von z.B. Natriumhydroxyd (NaOH) zur pH-Wert-Stabilisierung notwendig. (5 S. 151)²³

²³ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

2.2.5 Katalytische Oxydation von Eisen

Die zweite Möglichkeit zur Enteisung ist die Führung des Rohwassers über eingearbeitete Kiesfilter. Dabei wird das Prinzip der katalytischen Beschleunigung genutzt. Nach einer längeren Einarbeitungszeit mit eisenhaltigem Rohwasser, liegt der Kies überzogenen mit einer Eisen-II-Oxyhydrat-Schicht vor. Die Anlagerungsreaktion dazu vollzieht sich analog den chemischen Reaktionen, welche bei direkter Oxydation mit Luftsauerstoff geschehen. Das Rohwasser muss vorher ausreichend belüftet werden.



Gleichung 2-8
(4 S. 192)²⁴



Während der Filtration lagern sich Eisen-III-Hydroxyde an den Kiesoberflächen an und können später über eine einfache Gegenstromregeneration ausgeschwemmt werden.

Um die Einarbeitungszeit des Filters zu überbrücken, beziehungsweise diese zu beschleunigen, eignen sich Wasserstoffperoxyd (H_2O_2) oder Kaliumpermanganat (KMnO_4), die als Lösung dem Rohwasser zugesetzt werden. Durch die Abgabe von Hydroxyd-Ionen wird damit die Bildung von Eisen-II-Hydroxyd beziehungsweise die Ausbildung einer Eisen-III-Oxyhydratschicht auf den Kornoberflächen unterstützt. Eisen-II-Oxyhydrat bildet um den Kies eine dunkelbraune Fläche und wirkt auf die Eisen-Fällungsreaktion stark katalytisch.

²⁴ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

Für die Bemessung eines Enteisungsfilters wird die Gleichung von HOLLUTA und VELTEN verwendet (4 S. 193)²⁵:

$$v_E = \left[(3,0 \times pH - 18,6) \times \frac{\vartheta^{0,8}}{Fe_0^{0,1} \times \ln(Fe_0|Fe_L)} \times \frac{L}{d_W} \right]^{1,28}$$

v_E ... Filtergeschwindigkeit

Fe_0 ... Fe – Gehalt im Filterzulauf in mg/l

Fe_L ... Fe – Gehalt nach L Meter Filterschicht in mg/l

d_W ... Wirksamer Korndurchmesser in mm

t ... Wassertemperatur in °C

Gilt unter Beachtung:

$$v_E \leq 30 \frac{m}{h}$$

$$Fe_0 \quad 0,5 \text{ bis } 10 \frac{mg}{l}$$

Anteil Fe^{3+} im Filterzulauf $\leq 30\%$

Gleichung 2-9²⁶

pH – Wert im Filterzulauf 6,8 bis 7,3

ϑ 6 bis 18°C

O_2 – Gehalt im Zulauf:

$$\geq 5 \frac{mg}{l} \text{ bei } Fe_0 \leq 4 \frac{mg}{l}$$

$$\geq 7 \frac{mg}{l} \text{ bei } Fe_0 \leq 6 \frac{mg}{l}$$

$$\geq 8 \frac{mg}{l} \text{ bei } Fe_0 \leq 10 \frac{mg}{l}$$

Karbonhärte $\geq 120 \frac{mg}{l} CaO$, ansonsten pH – Wert Korrektur

²⁵ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

²⁶ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

2.2.6 Katalytische Oxydation von Mangan

Für die Entmanganung wird ein Sandfilter verwendet, analog der Bauweise eines Kiesfilters. Nach einer Einarbeitungszeit liegt der Sand überzogen mit einer Schicht aus Mangan-II-Hydroxyd (Braunstein) vor. Da die Einarbeitung eine lange Zeit braucht, kann diese durch die Zugabe von bereits eingearbeitetem Sand oder Kaliumpermanganat (KMnO_4) beschleunigt werden. Es gilt zu beachten: Der Eingangs pH-Wert muss zur Stabilisierung des Kalk-Kohlensäuregleichgewichts gegebenenfalls korrigiert werden. Eine Verschiebung bewirkt im Reaktionsraum des Entmanganungsfilters eine Verbackung durch Manganverbindungen.

2.2.7 Katalytische Oxydation von Eisen und Mangan

Muss zweiwertiges Eisen und Mangan gleichzeitig in einem Reaktionsraum gefällt werden, so verwendet man Filter deren Füllung, mit Braunstein- (MnO_2) und einer Eisen-III-Oxydhydrat-Schicht ($\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot x \text{H}_2\text{O}$) ummantelt ist.

Jedoch ist es weniger effektiv beide Fällungsreaktionen in einem Raum durchzuführen. (4 S. 156)²⁷

²⁷ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

2.3 Das Ionenaustauscherverfahren

Beim Ionenaustauscherverfahren werden im Wasser gelöste Ionen durch andere Ionen gleicher Ladung zielgerichtet ersetzt um die Wasserqualität zu verändern.

Sie finden hauptsächlich Einsatz in der metallverarbeitenden Industrie bei Recycling-Vorgängen, Regenerationsvorgängen von Prozesslösungen, Nachbehandlung von Abwässern, Spülwasserkreislaufführungen und Vollentsalzungsanlagen. (5 S. 345)²⁸



Abbildung 2-6 Ionenaustauscheranlage²⁹

Es wird zwischen Kat- und Anionenaustauscherverfahren unterschieden. Kationenaustauscherverfahren haben das Ziel positiv geladene Ionen durch andere positiv geladene Ionen zu ersetzen. Anionenaustauscherverfahren ersetzen negativ geladene Ionen durch andersartige, negative Ionen.

Kationenaustauscher werden in schwach saure und stark saure, Anionenaustauscher in schwach basische und stark basische Ausführungen unterteilt. (5 S. 353)³⁰

„Ionenaustauscher sind quellbare Kunstharze mit ionenaktiven Gruppen.“ (5 S. 345)³¹

²⁸ Hartinger, L. *Handbuch der Abwasser- und Recyclingtechnik*. München : Hanser, 1991. ISBN 978-3-446-15615-9.

²⁹ In Anlehnung an Katalog bi.bra Abwassertechnik GmbH, Dresden, 2008.

³⁰ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

³¹ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

Je nach Verfahrensaufgabe werden verschiedene Austauscherharze eingesetzt. Diese unterscheiden sich in ihren physikalischen und chemischen Eigenschaften und können je nach Anforderung, konditioniert werden. Für Kationenaustauscher ist die H- oder Na-Form, für Anionenaustauscher die OH- oder Cl-Form gebräuchlich.

Generell sind Austauscherharze 0,3 bis 2 mm große (5 S. 347, 348)³², poröse Kügelchen, welche mit ionenaktiven Gruppen dotiert sind. Herstellerseitig werden sie mit einem hohen Wasseranteil von 40% - 90% geliefert.

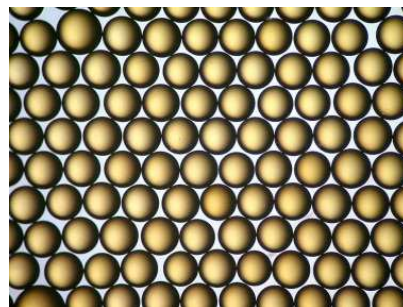


Abbildung 2-7 Harzkügelchen³³

Austauscherharze werden in Kolonnen eingebracht. Dies sind druckbeständige Behälter, durch welche das Rohwasser strömt. Tritt dieses in Kontakt mit dem Austauscherharz, so bildet sich ein Harzbett aus, welches je nach Eigenschaft, mehr oder weniger stark aufquillt und eine semipermeable Schicht ausbildet.

Die Austauschkapazität des Harzes ist dann erschöpft, wenn alle Ionen an den austauschaktiven Gruppen durch Ionen der Prozesslösung ausgetauscht worden sind.

Die Betriebsart eines Ionenaustauschprozesses ist variabel. Es besteht die Möglichkeit den Druckbehälter im Auf- oder Abstrom zu betreiben. Das Aufstromverfahren wird auch als Schwebebettverfahren bezeichnet.

Für die Auslegung einer Ionenaustauscheranlage sind die Rohwasserdaten maßgebend. Die Berechnung beginnt mit der Festlegung der Betriebsdauer einer Kolonne. Die Betriebsdauer einer Kolonne ist die Zeit, welche zwischen zwei Regenerationen zur Verfügung steht. Ein wirtschaftlich optimales Verfahren ist durch eine möglichst lange Betriebsdauer gekennzeichnet. Als Faustregel gilt eine minimale Laufzeit von 10 Stunden anzustreben.

³² Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

³³ Rohm and Haas, www.dow.com

Danach wird anhand der Rohwasseranalyse die Äquivalenzelektronenzahl zur Festlegung der Konzentrationsmenge berechnet. Der Harzhersteller gibt hierfür über die totale Kapazität einen idealisierten Vorgabewert an, welcher der Äquivalenzelektronenzahl ein Harzvolumen zuordnet. Die tatsächlich nutzbare Volumenkapazität liegt erfahrungsgemäß unterhalb der Herstellerangabe.

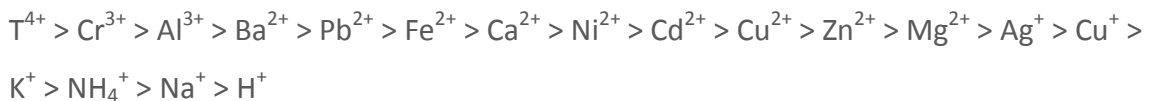
Anschließend wird die Größe der Kolonne bestimmt. Ausgehend vom berechneten Harzvolumen ist es notwendig eine Kolonne zu verwenden, welche ein Mantelvolumen von circa 75 % des trockenen Harzvolumens hat. Das Volumen unterhalb der Mantelfläche wird mit Stützkies gefüllt, das oberhalb mit Inertharz, wenn ein Aufstrombetrieb (Schwebebettbetrieb) geplant ist.

Die Regeneration des Austauschharzes erfolgt dann, wenn die Austauschkapazität einer Kolonne erschöpft ist.

Dies geschieht bei einer Kationenaustauscherkolonne erst dann, wenn die Leitfähigkeit des austretenden Wassers signifikant absinkt, bei Anionenaustauscherkolonnen dann, wenn die Leitfähigkeit des austretenden Wasser signifikant ansteigt.

Harze zeigen unterschiedliche Affinitäten gegenüber Stoffgruppen.

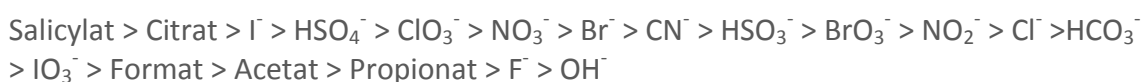
Stark Saurer Kationenaustauscher:



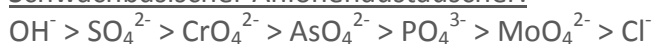
Schwachsaure Kationenaustauscher:



Starkbasischer Anionenaustauscher:



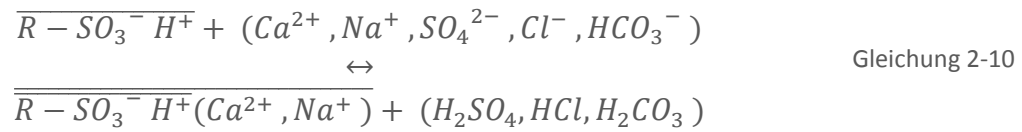
Schwachbasischer Anionenaustauscher:



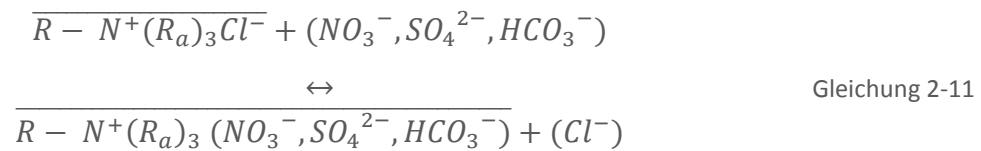
(4)³⁴

³⁴ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

Am Beispiel eines stark sauren Kationenaustauschers mit Sulfonsäure-Aktivgruppe, wird folgend der Ionenaustausch einer Teilenthärtungsanlage gezeigt:



Am Beispiel eines stark basischen Anionenaustauschers wird folgend der Ionenaustausch zur Nitratentfernung gezeigt.



2.4 Umkehrosmoseanlage

Umkehrosmoseanlagen werden zur physikalischen Aufkonzentrierung von in Flüssigkeiten gelösten Stoffen genutzt.

Im Betrieb strömt das Eingangswasser (Feed) unter hohem Druck entlang der Membran. Diese ist, idealisiert, nur für das Lösungsmittel durchlässig. Vor der Membran bildet sich ein Konzentrat, hinter der Membran entsteht Permeat.

Das Umkehrosmoseverfahren wirkt immer entgegen dem osmotischen Druck von Lösungen. Der hydraulische Druck muss daher den osmotischen Druck von Lösungen übertreffen um diesem entgegen zu wirken. Je höher konzentriert eine Lösung ist, desto größer ist ihr innerer osmotischer Druck und desto aufwendiger ist das Umkehrosmoseverfahren.

Während zum Beispiel Trinkwasser einen osmotischen Druck von circa 2 *bar* aufweist, liegt der von Meerwasser bei circa 30 *bar*, im Toten Meer bei circa 350 *bar* (6 S. 197)³⁵.



Abbildung 2-8 Umkehrosmoseanlage Wickelmodulbauweise³⁶

Folgende Größen haben einen Einfluss auf die Auslegung einer Umkehrosmoseanlage:

³⁵ Gimbel, Jekel. *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien :Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.

³⁶ HERCO, <http://doku.herco-wt.de/>

Die osmotische Druckdifferenz

Die osmotische Druckdifferenz über die Umkehrosmosemembran wird nach folgender Formel berechnet:

$$\overline{\Delta\pi} = R \times T \times \frac{c_C - c_F}{\ln \frac{c_C}{c_F}}$$

$$R \dots \text{Gaskonstante} = 8314472 \left[\frac{J}{\text{mol} \times K} \right] = \left[\frac{N \times m}{\text{mol} \times K} \right]$$

$$c_C \dots \text{Konzentration im Konzentrat} \left[\frac{\text{mol}}{l} \right] = \left[\frac{\text{mol}}{m^3 \times 10^{-3}} \right]$$

Gleichung 2-12

(7 S. 1)³⁷

$$c_F \dots \text{Konzentration im Zulauf} \left[\frac{\text{mol}}{l} \right] = \left[\frac{\text{mol}}{m^3 \times 10^{-3}} \right]$$

$$T \dots \text{Temperatur } [K]; \{T\}_K = \{\vartheta\}_{\circ C} + 273,5$$

Die Salzretention, das Zurückhalten des Salzes, verändert sich über den Verlauf der Filtration aufgrund von Veränderungen in Druck, Temperatur und Salzkonzentration. Der Effekt ist meist vernachlässigbar gering, wird jedoch durch die Bildung eines logarithmischen Mittelwertes für die Konzentration des Konzentrates nahezu aufgehoben.

Die hydraulische Druckdifferenz

Die hydraulische Druckdifferenz über die Umkehrosmosemembran $\overline{\Delta p}$ wird nach folgender Formel berechnet. Der Faktor k liegt dabei in der Regel bei 1,10. Die hydraulische Druckdifferenz über die Umkehrosmosemembran $\overline{\Delta p}$ ist damit immer höher als die Osmotische Druckdifferenz $\overline{\Delta\pi}$.

³⁷ K. Nikolaus, S. Ripperger. Trinkwassergewinnung aus Meerwasser mittels Umkehrosmose. *F & S Filtrieren und Separieren*. 24, 2010, Bd. 1, 1, S. 1-6.

$$\overline{\Delta p} = p_c = k \times \overline{\Delta \pi} ; 1,05 < k < 1,10$$

k ... frei wählbarer Druckerhöhungsfaktor gegenüber osmotischen Druck

Gleichung 2-13
(7 S. 9)³⁸

p_c ... Betriebsdruck

Der Permeatfluss

Der Permeatfluss \dot{m} , in Abhängigkeit der Membrankonstante K_w für Wasser, der Druckdifferenzen $\overline{\Delta \pi}$, $\overline{\Delta p}$ und des Scaling- beziehungsweise Foulingfaktors FF wird nach der folgenden Formel berechnet. (2 S. 204, 244)³⁹ (6 S. 200)⁴⁰

$$\dot{m} = K_w \times (\overline{\Delta p} - \overline{\Delta \pi}) \times FF; 0,8 < FF < 0,9$$

FF ... frei wählbarer Scaling – und Foulingfaktor

Gleichung
2-14
(7 S. 9)⁴¹

K_w ... Membrankonstante für Wasser ca. 0,5 bis 2,0 $\left[\frac{l}{m^2 \times bar \times h} \right]$

Der Salzschlupf

Abhängig von der Membrankonstante K_s für Salze und der Differenz aus Stoffmengenkonzentration vor und hinter der Membran Δc_s , wird der Salzschlupf SP , oder auch Salzpassage (2 S. 244)⁴² berechnet.

³⁸ K. Nikolaus, S. Ripperger. Trinkwassergewinnung aus Meerwasser mittels Umkehrosmose. *F & S Filtrieren und Separieren*. 24, 2010, Bd. 1, 1, S. 1-6.

³⁹ Wilhelm, Stefan. 2008. *Wasseraufbereitung*. 7. Berlin : Springer, 2008.

⁴⁰ Gimbel, Jekel. *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien :Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.

⁴¹ K. Nikolaus, S. Ripperger. Trinkwassergewinnung aus Meerwasser mittels Umkehrosmose. *F & S Filtrieren und Separieren*. 24, 2010, Bd. 1, 1, S. 1-6.

⁴² Wilhelm, Stefan. 2008. *Wasseraufbereitung*. 7. Berlin : Springer, 2008.

$$SP = K_S \times \Delta c_S \times \frac{A}{s}$$

A ... Membranfläche [m^2]

Gleichung

s ... Membrandicke [m]

2-15

(7 S. 9)⁴³

Δc_S ... Differenz der Stoffmengenkonzentration über die

Membran $\left[\frac{\text{mol}}{m^3 \times 10^{-3}} \right]$

Die Ausbeute

Die Ausbeute ϕ einer Umkehrosmoseanlage berechnet sich über den Permeatstrom \dot{V}_P und den Eingangswasserstrom (Feed) \dot{V}_F .

$$\phi = \frac{\dot{V}_P}{\dot{V}_F}$$

Gleichung

2-16

Die Flux-Rate einer Umkehrosmosemembran gibt an wie viel Eingangswasser (Feed) je Stunde und Quadratmeter durch die Membran fließt. Die Flux-Rate liegt zwischen 17 und 20 $\frac{l}{m^2} / h$ und berechnet sich nach der Formel:

$$\text{Flux Rate} = \frac{V_{\text{Feed}} / A_{\text{Membran}}}{t}$$

Gleichung

2-17⁴⁴

Der β -Wert

Der β -Wert ist ein Konzentrationsmaß und vergleicht die Konzentration des Eingangswassers im Zulauf mit dem der Konzentration an der Membran. Ist die Konzentration an der Membran zu hoch, steigt die Gefahr von Scaling / Fouling. Maximalwerte von 1,20 gelten als allgemein haltbar.

⁴³ K. Nikolaus, S. Ripperger. Trinkwassergewinnung aus Meerwasser mittels Umkehrosmose. *F & S Filtrieren und Separieren*. 24, 2010, Bd. 1, 1, S. 1-6.

⁴⁴ Craig Bartels, Rich Franks, Keith Andes. *Operational Performance and Optimization of RO Wastewater Treatment Plant*. Oceanside, CA : Hydronautics, 2007. S. 5.

$$\beta = \frac{C_{Membran}}{C_{Feed}}$$

Gleichung
2-18⁴⁵

2.4.1 Funktionsweise - Wickelmodul

Verschiedene Bauformen sind für Umkehrosmoseanlagen bekannt. Hierzu zählen Niederdruck Hohlfasermembranen, die Plattenmodulbauweise, Wickelmodule und, in der Entwicklung befindlich, rotierende Umkehrosmoseanlagen. In der Wassertechnik ist die Wickelmodulbauweise am weitesten verbreitet und wird zur Meerwasserentsalzung und zur Aufbereitung zu demineralisiertem Wasser genutzt. (2 S. 243)⁴⁶

Das Kernstück der Wickelmodulbauweise ist das zylindrische Druckrohr. Es ist bis zu 70 bar (6 S. 200)⁴⁷ druckfest und enthält Druckmodule, welche aus semipermeablen Membranen bestehen. Wickelmodule sind eine um ein Zentralrohr gewickelte Membranfilterschicht, die axial durchströmt wird.

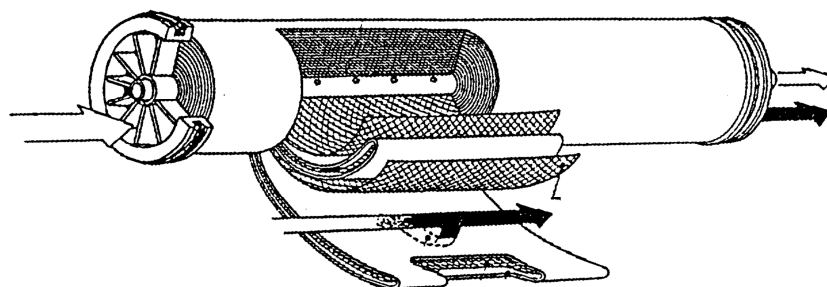


Abbildung 2-9 Wickelmodul⁴⁸

Ein Wickelmodul des Volumens 1 m^3 beinhaltet circa 1000 m^2 gewickelte Membranfläche, welche eine Permeatleistung von circa 25 bis 50 m^3 pro Modul und Stunde leisten kann.

⁴⁵ Craig Bartels, Rich Franks, Keith Andes. *Operational Performance and Optimization of RO Wastewater Treatment Plant*. Oceanside, CA : Hydronautics, 2007. S. 5.

⁴⁶ Wilhelm, Stefan. 2008. *Wasseraufbereitung*. 7. Berlin : Springer, 2008.

⁴⁷ Gimbel, Jekel. *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien : Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.

⁴⁸ In Anlehnung an <http://patentimages.storage.googleapis.com/EP0904702A2/00150001.png>, letztmalig 17. Oktober 2012

Axial durchström die Lösung (Feed) das Wickelement und wird dabei über die Zulauf-Spacerschicht geführt (siehe Abbildung 2-10). Diese ist ein grobmaschiges Gewebe, welches die Lösung der Membranfläche zuführt. Umgeben ist die Zulauf-Spacerschicht von aufgelegten Membranflächen. Durch diese strömt aus der vorbeiströmenden Lösung (Feed) das Lösungsmittel (Permeat) durch die Membran in die Permeatspacer-schicht. Diese besteht, wie die Zulauf-Spacerschicht auch, aus einem grobmaschigen Gewebe, welches ebenfalls von Membranflächen umgeben ist. Diese Membranflächen sind an ihren Längskanten miteinander verklebt, schließen somit die Permeatspacer-schicht ein, und leiten das Permeat spiralförmig in Richtung Modulachse, wo die Zulauf-Spacerschicht offen auf einem löchrigen Zentralrohr aufliegt. Dieses ermöglicht den Permeatablauf aus dem Modul.

Die folgende Skizze zeigt den prinzipiellen Aufbau der Wicklung. Membran 1 und 2 sind miteinander verklebt, Membran 3 und 4 liegen lose übereinander.

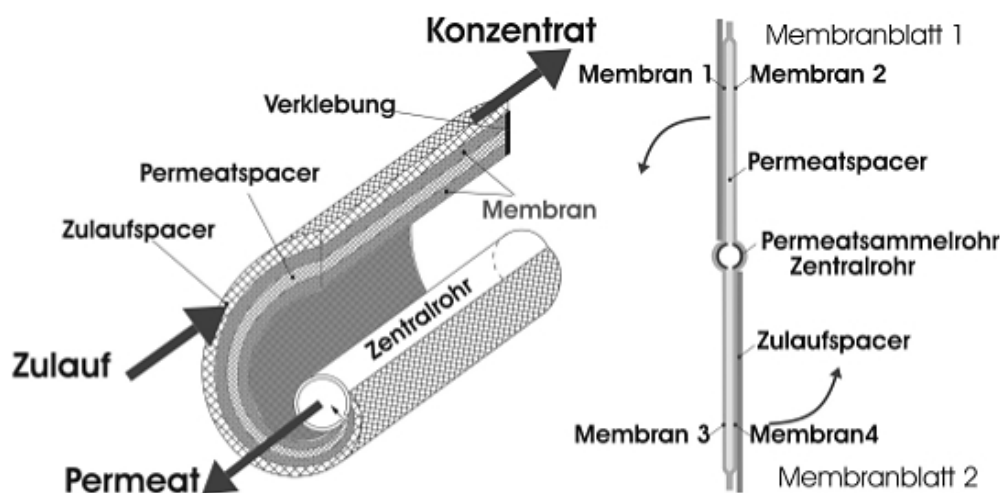


Abbildung 2-10 Wicklung eines Wickelmoduls (6 S. 207)⁴⁹

Die Ausbeute ϕ eines Wickelementes liegt bei 5 – 20%.

Ein Modul besteht aus bis zu 6 Wickelemente, welche hintereinander angeordnet werden.

⁴⁹ Gimbel, Jekel. *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien :Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.

Es sind prinzipiell 3 Schaltungen der Module, und Kombinationen aus diesen, üblich:

- *Einstufig*
Ein Modul wird durchfahren. Permeat und Konzentrat laufen ab.
- *Zweistufig*
Zwei Module werden durchfahren, wobei das Konzentrat aus dem vorstehenden, dem folgenden Modul zugeführt wird.
- *Konzentratrückführung*
Konzentrat wird über eine rückführende Leitung dem Feed zugeführt.

Je nach spezifischer Moduleigenschaft fordern Module unterschiedliche Betriebsdrücke um mit einer hohen Effektivität eine niedrige Salzpassage zu gewährleisten.

Betriebsdrücke werden über eine Vordruckpumpe, eine Druckerhöhungspumpe und ggf. eine Drosselvorrichtung eingestellt.

Eine Vordruckpumpe erzeugt eine Druckleistung von circa 3 *bar*. Dieser Druck ist minimal notwendig um die Zu- und Weiterführung des Rohwassers und den notwendigen Filtrationsdruck für die vorgeschaltete Feinfiltration zu gewährleisten bzw. die Module ggf. zu leeren.

Die Druckerhöhungspumpe dient der Erreichung des notwendigen Betriebsdrucks. Dieser wird vor den Druckmodulen aufgebaut.



Abbildung 2-11 Beispiel einer Druckerhöhungspumpe⁵⁰

⁵⁰ GRUNDFOS DATENHEFT CR, CRI, CRN, CRE, CRIE, CRNE. GW040701/2012.04 LDT

2.4.2 Störsubstanzen

Zur Identifikation von Störsubstanzen muss zwischen Membranschädigung und Membranverblockung unterschieden werden. Schädigungen treten vor allem durch den Einsatz von Säuren, Laugen, Bakterien, Sauerstoff, Chlor und Ozon auf. Ursache von Verblockung sind Ablagerungs- und Faulungseffekte auf der Membran. Fouling (Faulung) entsteht bei der Ablagerung von Kolloiden, Mikroorganismen und Metalloxiden und -hydroxiden. Scaling-Effekte (Ablagerung) treten bei der Bildung von CaCO_3 , CaSO_4 , CaF_2 , BaSO_4 , SrSO_4 und SiO_2 auf der Membran auf.

Störsubstanzen		
<u>Schädigung</u>	<u>Verblockung</u>	
	<u>Fouling</u>	<u>Scaling</u>
Säuren	Hydroxide (Fe, Mn)	Calciumcarbonat CaCO_3
Laugen	Kolloide	Calciumsulfat CaSO_4
Bakterien	Mikroorganismen	Calciumfluorid CaF_2
Sauerstoff		Bariumsulfat BaSO_4
Chlor		Strontiumsulfat SrSO_4
Ozon		Siliziumdioxid SiO_2

Tabelle 2-2 Membranschädigende Substanzen (6 S. 204)⁵¹

Strategien zur Vermeidung von Störsubstanzen sind sehr vielfältig und bedingen eine genaue Kenntnis der Wasseranalyse. In Abhängigkeit von der eingesetzten Membran sind z.B. Membranen-Werkstoffe in bestimmten pH-Bereichen unter verschiedenen Chlorkonzentrationen (freies Chlor - Cl_2) zu betreiben. Die Beständigkeit gegenüber Bakterien ist dabei ebenfalls zu beachten. (2 S. 244)⁵²

⁵¹ Gimbel, Jekel. *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien : Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.

⁵² Wilhelm, Stefan. 2008. *Wasseraufbereitung*. 7. Berlin : Springer, 2008.

Membranschädigende Substanz	Celluloseacetat	Polyamidmembran
Lauge oder Säure	pH 3-7	pH = 4-11
Freies Chlor $\rho^*(\text{Cl}_2)/\text{mg/l}$	$\leq 1,0$	pH < 8: $\leq 0,10$ pH > 8 : $\leq 0,25$
Bakterien	unbeständig	Beständig

Tabelle 2-3 Beständigkeit der Membranen gegen Membranschädigende Substanzen (2 S. 244)⁵³

Generell können Faulungserscheinungen auf der Membran durch das Vorschalten von Bio-Filtern, wie z.B. Aktivkohlefiltern, unterbunden werden. Es ist außerdem möglich Organik mittels UV- und Biomassefilter zu entfernen.

Zur Vermeidung von Scaling-Erscheinungen kann zwischen zwei Ansätzen unterschieden werden. Zum einen können Störsubstanzen in einer Vorbehandlung aus der Lösung entfernt werden, zum anderen können diese in ihrer negativen Wirkung während des Umkehrosmoseprozesses gehemmt werden.

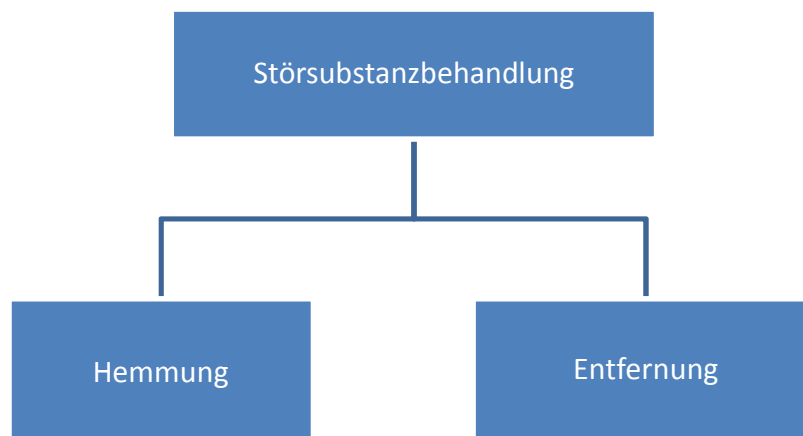


Abbildung 2-12 Störsubstanzenbehandlung

⁵³ Wilhelm, Stefan. 2008. *Wasseraufbereitung*. 7. Berlin : Springer, 2008.

Entfernung von Störsubstanzen

Weit verbreitet ist die Vorbehandlung mittels Enthärtungsanlagen. Ziel ist es die Härtebildner Kalzium und Magnesium aus dem Zulaufstrom zu entfernen.

Ein weiterer Ansatz zur Störstoffeliminierung ist die Entmanganung bzw. die Enteisenung durch Belüftung und Oxydationsfilter.

Umkehrosmoseanlagen sind Schutzfilter vorgeschaltet. Diese halten abfiltrierbare Stoffe mit einer Größe von über 5 µm zurück und dienen dem Schutz der Umkehrosmosemembranen bei Unregelmäßigkeiten in der Vorbehandlung.

Hemmung von Störsubstanzen

Die Hemmung von Verblockungsreaktionen ist der zweite Ansatz zur Vermeidung von Scaling- beziehungsweise Fouling-Erscheinungen. "Am einfachsten ist es dabei mit einer entsprechenden Zudosierung von Säure die Ausfällung von CaCO_3 zu vermeiden. Dadurch verschiebt sich das Kohlensäuregleichgewicht in Richtung des freien Kohlenstoffdioxids, welches durch die Membran permeieren kann." (6 S. 205)⁵⁴

Eine weitere Strategie Fouling und Scaling zu hemmen ist es optimale Strömungsverhältnisse an der Membran herzustellen. Es ist notwendig das Optimum aus Flux-Rate und Permeatfluss herzustellen. In Abhängigkeit vom Massetransport des Eingangswassers und Kreuzströmung existiert ein Optimum zur Vermeidung von Scaling und Fouling beziehungsweise ein energetisches Optimum.⁵⁵ Je höher der Massetransport des Eingangswassers ist, desto mehr Feststoffe lagern sich an der Membran an und verursachen potentiell Fouling und Scaling.

⁵⁴ Gimbel, Jekel. *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien :Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.

⁵⁵ Craig Bartels, Rich Franks, Keith Andes. *Operational Performance and Optimization of RO Wastewater Treatment Plant*. Oceanside, CA : Hydronautics, 2007. S. 5.

Eine weitere Maßnahme ist die Zugabe eines Scaling-Inhibitors, welcher die Verblockung stark unterbindet. Hierzu wird im *Abschnitt 2.5. Anti-Scalants* genauer eingegangen.

2.4.3 Energiesparmaßnahmen

Durch verschiedene Maßnahmen kann Energie im Umkehrosmoseprozess eingespart werden, welche folgend vorgestellt werden.

Frequenzgesteuerte Druckerhöhungspumpen

Moderne Systeme regeln den Betriebsdruck mittels einer frequenzgesteuerte Pumpe. Da hierbei der Betriebsdruck gleich dem Pumpendruck ist, ist keine Eindrosselung mittels Drosselventil notwendig.

Ultra-Niederdruckmembranen

Im Vergleich zu konventionellen Niederdruckmembranen, reduzieren die Ultra-Niederdruckmembranen den Energieverbrauch um bis zu 20 %, während der Restsalzgehalt um 10 % höher liegt. Dies entspricht einem Restsalzgehalt von 0,8 %. Ultra-Niederdruckelemente sind aus einem Polyester-Stützgewebe der Stärke 0,2 μm und einer Polysulfon - Polyamidmembran aufgebaut.⁵⁶

ERD - Energy Recovery Device

Liegt am Ende des Umkehrosmoseprozesses ein Drucküberschuss vor, kann dieser über einen Druckaustauscher (ERD) dem Eingangswasserstrom zugeführt werden.

⁵⁶ Gehre, Dr.-Ing. Fernando. *Informationsmaterial Ultra-Niederdruckmembranen*. [E-Mail [fernando.gehre@herco-wt.de]] s.l. : Herco Wassertechnik GmbH, 16. Dezember 2012.

ERD-Einheiten sind vom Aufbau vergleichbar mit Revolver-Trommeln und rotieren um ihre Zentralachse. In regelmäßigen Abständen sind im Zylinder Kammern angeordnet, welche längs durchgängig sind.

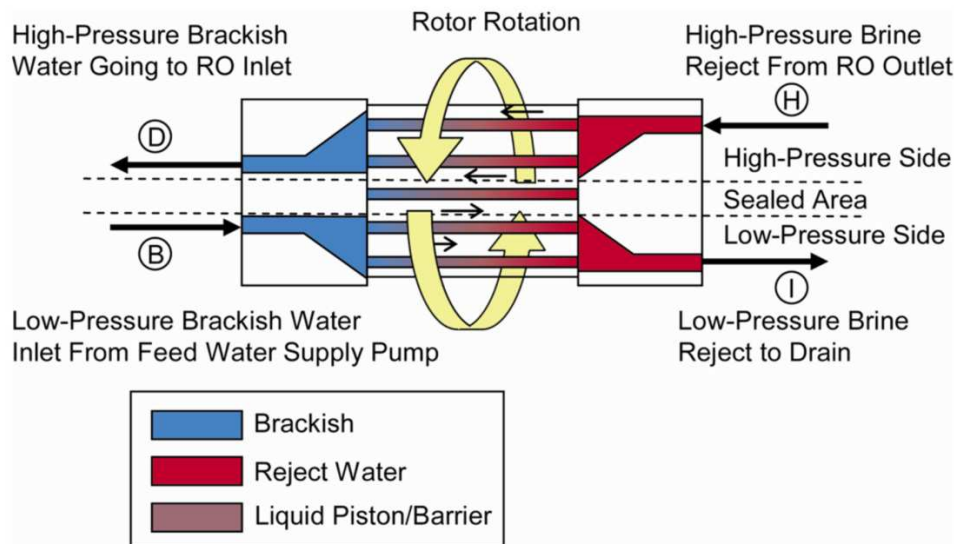


Abbildung 2-13 Druckaustauscher⁵⁷

Zur Funktionserklärung soll der Umlauf einer Kammer anhand *Abbildung 2-13* erklärt werden. Eine Kammer der rotierenden Trommel, wird unter Druck mit Feed-Wasser in Position (B) gefüllt und per Rotation an Position (D)/(H) transportiert.

Das unter Hochdruck stehende Konzentrat drückt in Richtung (D) in die Kammer hinein. Der Inhalt der Kammer wird dadurch unter Hochdruck in Richtung Umkehrosmoseanlage gepresst. Dadurch erhöht sich der Zulaufdruck des Feed-Wassers in Richtung Umkehrosmoseanlage. Die Kammer füllt sich mit Konzentrat und wird per Rotation zur Ausgangsposition (B)/(I) transportiert, wo Feed-Wasser den Inhalt der Kammer in Richtung (I) drückt. Konzentrat verlässt die Kammer in Richtung Ablauf, die Kammer füllt sich mit Feed-Wasser, der Kreislauf beginnt von vorn. Eine Durchmischung des Feed mit dem Permeat an Position (I), wird durch schnelle Rotation unterbunden.

Das ERD-System weist eine hydraulische Effektivität von 98% auf.

⁵⁷ **MacHarg, John P.** *Energy Optimization of Brackish Groundwater Reverse Osmosis Desalination*. Austin, Texas 78711-3231 : Texas Water Development Board, 2011. 0804830845.

Mehrstufige Systeme

Durch die Verwendung von mehrstufigen Systemen, wird den unterschiedlichen Druck und Konzentrationsverhältnissen der jeweiligen Stufe eine passende Membran zugeordnet.

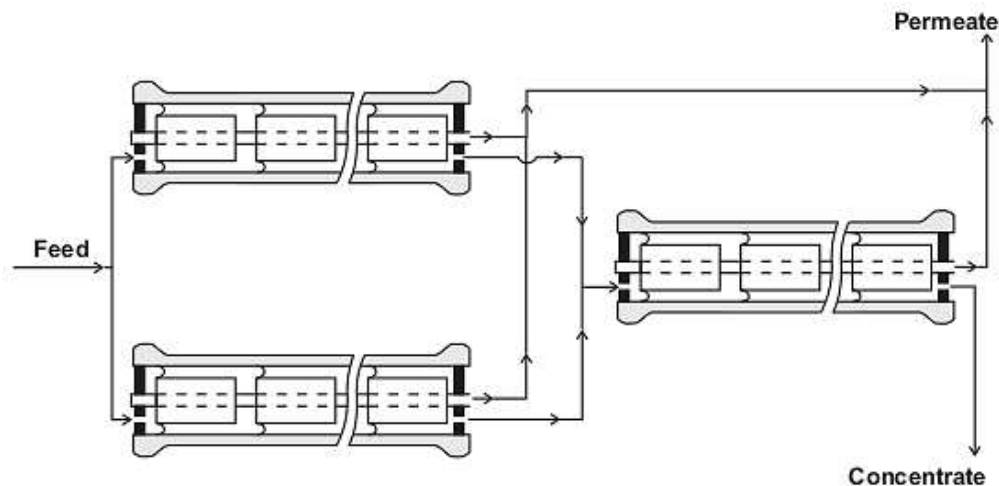


Abbildung 2-15 Schema einer zweistufigen Umkehrosmose⁵⁹

Hybrid-Design

Das Hybrid-Design wird häufig in einer zweistufigen Anordnung realisiert.

Die niedrig-permeablen Hochdruck-Membranen werden in der ersten Stufe eingesetzt, die hochpermeable Niederdruck-Membranen in der zweiten Stufe.

Der Druck der Erhöhungspumpe verlangt für die erste Stufe eine hochdruckbeständige Membran, welche eine niedrige Permeabilität hat.

In der zweiten Stufe muss eine Niederdruckmembran verwendet werden, welche eine, relativ zur Hochdruckmembran, höhere Permeabilität aufweist, da der eingehende hydraulische Druck sinkt und der osmotische Druck steigt.

Das Hybrid-Design ist nicht anwendbar, wenn der osmotische Druck des Konzentrates aus der ersten Stufe zu hoch ist um mittels einer Niederdruckmembran in der zweiten Stufe behandelt zu werden.⁶⁰

⁵⁹ Dow Water & Process Solutions - System Operating Characteristics; http://www.dowwaterandprocess.com/support_training/literature_manuals/lm_techinfo/designstps_balance.htm/ - letztmalig überprüft Dezember 2012

⁶⁰ Rich N. Franks, Craig R. Bartels, Val S., David Birch. Evaluating the Economics of a Unique Hybrid RO Design After Three Years of Treating Brackish Groundwater. Oceanside CA : Hydronautics / Nitto Denko, 2011.

„Oxnard-Design“

Oxnard ist eine Stadt in Kalifornien, welche einen einzigartigen Weg zur Grundwasser-entsalzung mittels Umkehrosmose umgesetzt hat. Das Hybrid-Design wurde umgekehrt. Die damit einhergehende Problematik des Flux-Ungleichgewichtes wurde durch den Einsatz einer zweiten Druckerhöhungspumpe, der damit verbundene gesteigerte Energieverbrauch durch den Einsatz eines ERD umgangen.

Eine Niederdruckmembran wird in der ersten Stufe verwendet, die vorgeschaltete Druckerhöhungspumpe an den optimalen Betriebsdruck angepasst.

Das Konzentrat aus der ersten Stufe wird über eine weitere Druckerhöhungspumpe der zweiten Behandlungsstufe zugeführt. Nach der ersten Behandlungsstufe hat das Konzentrat einen hohen osmotischen Druck und benötigt daher eine Behandlung unter hohem hydraulischen Druck über eine Hochdruckmembran, die weniger permeabel ist, als eine Niederdruck-Membran. Das Konzentrat der zweiten Behandlungsstufe verlässt unter hohem hydraulischen Druck die zweite Behandlungsstufe und wird direkt einem Druckaustauscher (ERD) zugeführt, welcher den Druck des Konzentrates direkt an das Eingangswasser der ersten Behandlungsstufe überträgt.

Durch diese technische Anordnung werden die jeweiligen Membranen unter optimalen Betriebsbedingungen betrieben. Im Vergleich zum konventionelle Hybrid-Design

- sinkt die Gefahr eines Scalings oder Foulings,
- steigt die Permeatqualität in der zweiten Stufe.⁶¹
- sinkt der Energieverbrauch

⁶¹ Rich N. Franks, Craig R. Bartels, Val S., David Birch. Evaluating the Economics of a Unique Hybrid RO Design After Three Years of Treating Brackish Groundwater. Oceanside CA : Hydronautics / Nitto Denko, 2011.

Größere Zulauf-Spacer

Der fertigungstechnische Fortschritt ermöglicht die Fertigung von Modulen, die bei gleichbleibender Membranfläche und Außenmaßen, einen größeren Zulauf-Spacer haben.

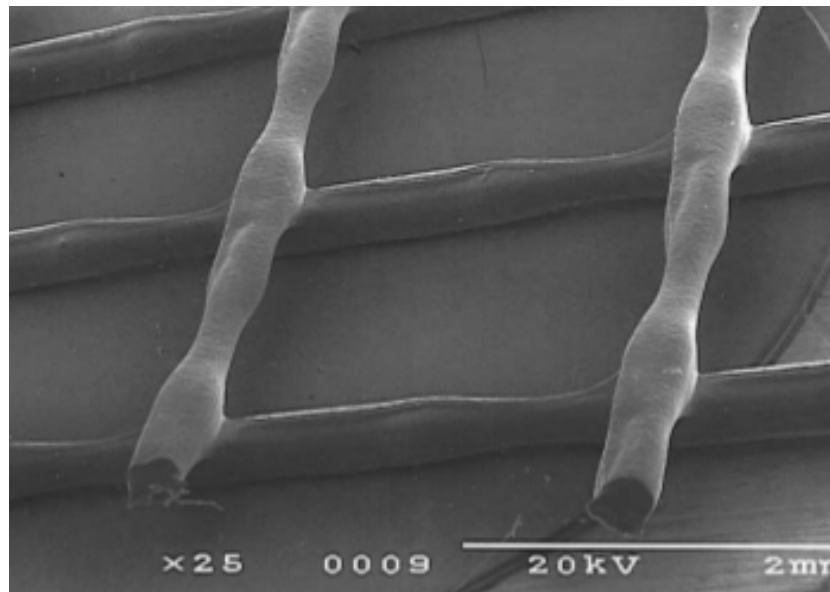


Abbildung 2-16 LD-Spacer⁶²

Größere Zulauf-Spacer unterstützen einen ausgeglichenen Flux durch geringere Druckverluste über den Verlauf. Ein geringerer Druckverlust senkt den Energieverbrauch im Vergleich zu konventionellen Membranen. Fouling und Scaling werden durch dickere Spacer ebenfalls reduziert. *Abbildung 2-16* vergleicht das Flux-Gleichgewicht einer Membrankombination mit 26 mm - Spacer (links) und 34 mm - Spacer (rechts).

⁶² Wayne Bates, Dr. Craig Bartels, Levy Polonio. *Improvements in RO Technology for Difficult Feed Waters*. USA / Brazil : Hydranautics/Nitto Denko, 2012.

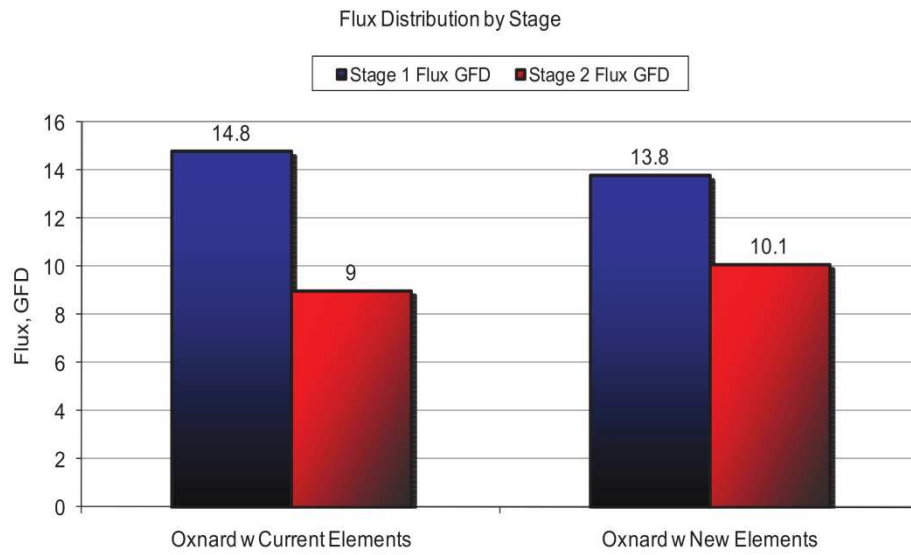


Abbildung 2-17 Vergleich der Flux-Verteilung⁶³

2.5. Anti-Scalants

Umkehrosmosemembranen und ihre Zuführungsschichten sind für Ablagerungen, Fäulung und Zerstörung durch Säure, Lauge, Bakterien, Sauerstoff, Ozon und Chlor sehr anfällig.

Üblicherweise sind Umkehrosmoseanlagen diverse Vorbehandlungsstufen vorgeschaltet um Schädigungen an den Membranen zu vermeiden.

Eine Möglichkeit der Vorbehandlung ist die Verwendung eines Anti-Scalants, welches auf die Störsubstanzen wirkt und somit schädigende Reaktionen an der Membran und in der Zulaufschicht unterbindet. Dabei werden die membranschädigenden Substanzen durch das Anti-Scalant so behandelt, dass sie zum einen nicht mit anderen Substanzen reagieren, beziehungsweise im Wasser lösbar werden. Störstoffe werden somit effektiv behandelt und als Konzentrat abgeführt.

Am bekanntesten ist die Verwendung von Scaling-Inhibitoren in Waschzusätzen, welche gezielt Härtebildner im Waschwasser maskiert, damit unwirksam machen und so-

⁶³ Rich N. Franks, Craig R. Bartels, Val S., David Birch. Evaluating the Economics of a Unique Hybrid RO Design After Three Years of Treating Brackish Groundwater. Oceanside CA : Hydronautics / Nitto Denko, 2011.

mit unter anderem die Waschleistung und Lebensdauer der Waschmaschine positiv beeinflussen.

Für den Einsatz im Umkehrosmoseverfahren werden Scaling-Inhibitoren als flüssige Additive dem Eingangswasser zugefügt. Mittels Anlagerungsreaktionen verursachen sie vier wesentliche Effekte in der Prozesslösung:

- Begrenzung des Kristallwachstums
- Veränderung der Kristallform
- Zerstreuung
- Chelation – die Bildung von metall-organischen Komplexen (8 S. 164, 165)⁶⁴

Begrenzt wird das Kristallwachstum durch den stark negativen Charakter des Anti-Scalants, indem es sich an die offenen positiven Enden kleinerer Kristallgitter bindet, und damit das Kristallwachstum eindämmt.

Außerdem wird durch diese Eindämmung des Wachstums die Kristallform verändert. Aufgrund von besonderen strukturellen Eigenschaften des Anti-Scalants, wird das Wachstum der Kristalle in eher rundliche Formen forciert, was eine bessere strömbarkeit entlang der Fließschichten gewährleistet.

Über den stark negativen Charakter des Anti-Scalants, entsteht außerdem eine Dispersion, welche zudem eine räumliche Grenze des Kristallwachstums bildet. Auch diese Eigenschaften fördern die Durchströmbarkeit der Zulaufschichten und tragen somit zu einem Anti-Scaling-Effekt bei.

Komplexbildner im Anti-Scalant wandeln unlösliche Kristalle oder Kationen in lösliche Salze um. Die hierbei verwendeten Komplexbildner sind mehrzahnige Liganden, hier Chelatoren genannt, welche zusammen mit dem zangenartig eingeschlossenen Zentralatom, eine Bindung eingehen. Der hierbei entstandene Komplex wird Chelatkom-

⁶⁴ Darton, E.G. *Proceedings of the Conference on Membranes in Drinking and Industrial Water Production*. L'Aquila, Italy : Desalination Publications, 2000. Bd. 2. ISBN 0-86689-060-2.

plex genannt und ist wasserlöslich, kann somit nicht an Membran oder in der Zulaufspacer-Schicht auskristallisieren und verhindert somit ein Scaling.

Ein positiver Nebeneffekt bei der Verwendung eines Anti-Scalants, ist das Erschweren von Fouling, da sich fäulnisunterstützende Metallsuren, wie z.B. Eisen, Mangan und Aluminium schlechter auf der Membranoberfläche festsetzen können. (9)⁶⁵

Heutige Anti-Scaling-Mittel unterliegen der größten Geheimhaltung, da ihre Bedeutung mit der zunehmenden Süßwassergewinnung mittels Umkehrosmose steigt. Je besser ein Anti-Scalant wirkt, desto effektiver kann eine Umkehrosmose betrieben werden. Schon kleine Unterschiede in der chemischen Zusammensetzung können aufgrund der großen Energieaufwendung bei Umkehrosmoseverfahren große Auswirkungen haben. Eine genaue chemische Zusammensetzung ist bei den Scalant-Anbietern daher nicht in Erfahrung zu bringen. Jedoch sind einige Wirkprinzipien bekannt welche hier kurz erläutert werden:

Eine Antiscaling-Wirkung wird z.B. durch die Zudosierung von Natriumhexametaphosphat (NaHMP) oder Polyacrylsäure ($C_3H_4O_2$) erreicht. Je nach Eingangsqualität des Feeds kann mittels einer Anti-Scalant-Zugabe eine Verblockung der Membran weitestgehend unterbunden werden.

Zur Vermeidung von Verblockungserscheinungen durch Kalziumkarbonat ($CaCO_3$), ist Natrium-Hexa-Metaphosphat (NaHMP) nicht wirksam. (9)⁶⁶

Kalziumsulfat ($CaSO_4$) gilt als eines der am schwierigsten zu behandelnden Salze, von dem eine große Gefahr für die Membran und die Zulaufschicht ausgeht. (10 S. 1)⁶⁷

⁶⁵ Nähring, Jens. Dr. [e-mail] jnaehring@genesysro.de : Genesysro Ltd., 03. 08 2012. Re: Re: Re: Ihre Anfrage über genesysro.com.

⁶⁶ Nähring, Jens. Dr. [e-mail] jnaehring@genesysro.de : Genesysro Ltd., 03. 08 2012. Re: Re: Re: Ihre Anfrage über genesysro.com.

⁶⁷ *Cost saving case study using a calcium sulphate specific antiscalant*. Stephen.P. Chesters, Matthew.W. Armstrong, David A. Golding, Hussain Ostovar. Atlantis, The Palm – Dubai : Stephen P. Chesters, Managing Director Genesys International Ltd. UK, 2012. IDAWC/DB09-269.

Um die Scalingwirkung von kalziumsulfathaltigem Wasser zu unterbinden, kann *Bi.Bra LF* verwendet werden. Es zählt zu den neueren Anti-Scalant-Mitteln und wird dem Feed beigemengt. Seine Wirkung basiert auf Polyacrylsäure, welche unter Anwesenheit von Kationen ausflockt. Zur Suspension der Flocke wird ein Komplexbildner, wie z.B. Weinsäure, ($C_4H_6O_6$) verwendet. Dieser hält die Flocke in Schwebe und macht sie somit über die Konzentratabführung ausspülbar.

Bi.Bra LF ist verdünnt allgemein umweltunbedenklich und bedarf keinerlei Behandlung vor Abgabe in den Abwasserkanal.

2.6. Life-Cycle-Cost-Methode

Die Life-Cycle-Cost-Analyse ist ein Verfahren der Kostenrechnung und betrachtet die über den gesamten Lebenszyklus anfallenden Kosten eines Investitionsgutes. Ziel ist es alle mit einer Investition verknüpften Kosten zu überblicken um eine Investitionsentscheidung zu fällen.

Je nach vorliegendem Anwendungsfall wird zwischen verschiedenen Kostenrechnungsmodellen unterschieden, welche immer die Zeit vor, nach und während der Nutzung betrachten.

Beispielhaft können die Kosten in Anschaffungskosten, Betriebskosten und Entsorgungskosten unterteilt werden. Die Kosten der Life-Cycle-Cost-Methode sind immer diskontiert, das heißt immer mit Wertbezug zum Anschaffungszeitpunkt. Abbildung 2-18 zeigt beispielhaft eine typische Verteilung der Lebenszykluskosten eines Investitionsgutes.

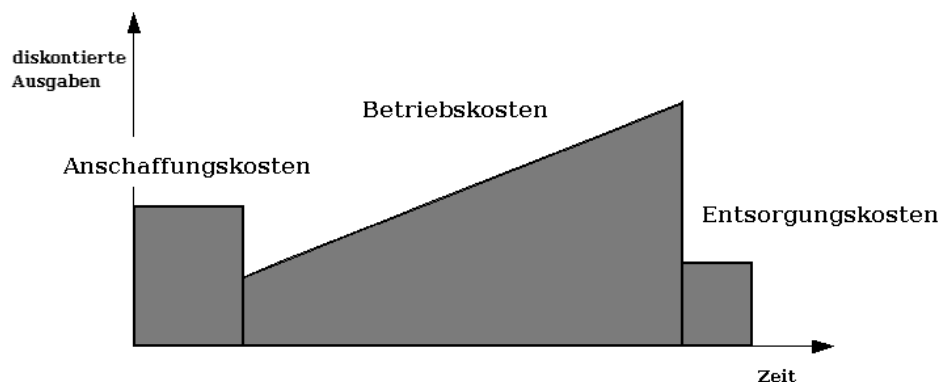


Abbildung 2-18 LCC - diskontierte Ausgaben über Zeit

Folgende Kostenblöcke werden bei Industrieanlagen u.a. analysiert:

- Investitionskosten
- Installationskosten
- Energiekosten
- Bedienungskosten
- Produktionsausfallkosten
- Umweltschutzkosten
- Außerbetriebnahmekosten
- Instandhaltungskosten (11 S. 3)⁶⁸

⁶⁸ Deutsche Energie-Agentur GmbH. Ratgeber Pumpen, Pumpsysteme, für Industrie und Gewerbe. 2010.

3. Lösungsfindung

3.1 Wasseranalyse

Folgende Brunnenwasseranalyse vom 14. Dezember 2011 liegt vor.

Probenbezeichnung	Messmethode	Einheit	Messwert
Temperatur	DIN 38404-C4	°C	10,5
pH-Wert	DIN 38404-C5		6,8
Spezifische Leitfähigkeit	DIN EN 27888	µS/cm	810
Sauerstoffgehalt	DIN EN 25814	mg/l	3,2
Sauerstoffsättigung	DIN 38408-G 23	%	29,7
Sauerstoffgehalt 24 h	DIN EN 25814	mg/l	4,3
Sauerstoffsättigung 24 h	DIN 38408-G 23	%	38,9
Sauerstoffgehalt 48 h	DIN EN 25814	mg/l	23
Sauerstoffsättigung 48 h	DIN 38408-G 23	%	3,78
Kohlendioxid frei	DIN EN 38409-H7-2	mg/l	0,53
Säurekapazität _{KS 4,3}	DIN EN 38409-H7-2	mmol/l	32
Basekapazität _{KB 8,2}	DIN EN 38409-H7-4-1	mmol/l	23,3
frei Kohlensäure (CO ₂)	Berechnet	mg/l	10,6
Gesamthärte	DIN 38409-H6	°dH	23,3
Karbonhärte	DIN 38409-H7-2	°dH	10,6
abfiltrierbare Stoffe	DIN 38409-H2	mg/l	< 5
Calcium	DIN EN ISO 11885 (E22)	mg/l	136
Magnesium	DIN EN ISO 11885 (E22)	mg/l	18,8
Ammonium (NH ₄)	DIN 38406-E5	mg/l	0,107
Nitrit (NO ₂)	DIN EN 26777	mg/l	0,012
o-Phosphat als o-PO ₄	DIN EN ISO 6878 (D11)	mg/l	<0,02
Nitrat (NO ₃)	DIN EN ISO 10304-1	mg/l	5,02
Chlorid	DIN EN ISO 1304-1	mg/l	34
Sulfat	DIN EN ISO 10304-1	mg/l	216
Silicium als SiO ₂	DIN EN ISO 11885 (E22)	mg/l	16
Phosphor	DIN EN ISO 17294-2 (E29)	mg/l	0,025
Eisen ges.	DIN EN ISO 17294-2 (E29)	mg/l	0,43
Eisen II	DIN EN ISO 17294-2 (E29)	mg/l	0,047
Eisen III	Berechnet	mg/l	0,383
Mangan	DIN EN ISO 17294-2 (E29)	mg/l	0,36
Kalium	DIN EN ISO 11885 (E22)	mg/l	17,4
Natrium	DIN EN ISO 11885 (E22)	mg/l	16,9
Oxidierbarkeit (als O ₂)	DIN EN ISO 8467	mg/l	< 0,5
DOC	DIN EN 1484	mg/l	36

Tabelle 3-1 Brunnenwasseranalyse

Das untersuchte Wasser entspringt einem Brunnen, der seit langer Zeit nicht genutzt wurde. Es sind daher mit große Schwankungen der Konzentrationswerte zu erwarten.

Summe der Äquivalenzkonzentrationen (Gesamthärte)

Die Gesamthärte des Brunnenwassers beträgt $23,3 \text{ }^{\circ}dH$ und ist als sehr hoch bzw. als sehr hart einzustufen. Für technische Anwendungen ist hartes Wasser ungünstig. (2 S. 89)⁶⁹

Zur genaueren Interpretation muss die Gesamthärte in Karbonathärtebildner und Nichtkarbonathärtebildner unterteilt werden.

Karbonathärte

Die vorliegende Wasseranalyse stellt eine Karbonathärte von $10,6 \text{ }^{\circ}dH$ fest. Diese ist auf eine, dem Hydrocarbonation (HCO_3^-) äquivalente Konzentration von Kalzium- (Ca^{2+}), Magnesium- (Mg^{2+}), Barium- (Ba^{2+}) und Strontiumionen (Sr^{2+}) zurückzuführen. Eine hohe Karbonathärte birgt eine hohe Gefahr der Ausbildung von Karbonatverbindungen wie z.B. Kesselstein ($Ca(HCO_3)_2$) oder Kalk ($CaCO_3$). Kesselstein und Kalk setzt sich an den Messinstrumenten und bewegliche Teilen fest.

Nicht-Karbonathärte

Die Nicht-Karbonathärte errechnet sich aus der Differenz von Gesamthärte und Karbonathärte. Sie beträgt bei der vorliegenden Wasseranalyse $12,7 \text{ }^{\circ}dH$ und beschreibt jene Konzentration härtebildender Ionen, wie z.B. von Kalzium- (Ca^{2+}) und Magnesiumionen (Mg^{2+}), welche an ein anderes als das Karbonation (CO_3^{2-}) gebunden sind. Fraktionen der gebundenen Kalzium- und Magnesiumionen sind im vorliegenden Fall an Sulfationen (SO_4^{2-}) gebunden. Die Ausbildung von Gips ($CaSO_4$) oder Kalziumphosphat ($Ca_3(PO_4)_2$) ist sehr wahrscheinlich. Gips und Kalziumphosphat lagern sich an Anlagenteilen an und schränken diese in Ihrer Funktion ein.

⁶⁹ Wilhelm, Stefan. 2008. *Wasseraufbereitung*. 7. Berlin : Springer, 2008.

Abfiltrierbare Stoffe

Abfiltrierbare Stoffe sind ungelöste Schwebstoffe größer $1\text{ }\mu\text{m}$, welche nach einem genormten Messverfahren DIN 38409 H2 – 5.3. 1987 ermittelt worden sind. Bei einer Belastung von unter 5 mg/l handelt es sich um eine für Brunnenwasser typische Schwebstoffbelastung, welche durch Verunreinigungen am Quellaustritt, Oxidations- und Redoxreaktionen bei Luftkontakt und Temperaturerhöhung am Quellaustritt erklärt werden können.

Ungelöste / abfiltrierbare Stoffe stellen für den technischen Einsatz generell ein Problem dar. Es besteht die Gefahr der Verblockung von Filtern beziehungsweise der schnellen Abnutzung von beweglichen Bauteilen wie z.B. Pumpen und Ventilen.

Spezifische Leitfähigkeit

Dieser Wert gibt an wie hoch die Konzentration an freie Elektronen in der Probe ist. Je höher die Elektronenkonzentration ist, desto höher ist die spezifische Leitfähigkeit. Die Leitfähigkeit wird in Mikro-Siemens je Zentimeter ($\mu\text{S/cm}$) angegeben. Das Brunnenwasser hat eine Leitfähigkeit von $810\text{ }\mu\text{S/cm}$ und entspricht somit dem von Trinkwasser.

pH-Wert

Der pH-Wert gibt als dimensionslose Zahl den sauren oder basischen Charakter einer Lösung an. Auf einer Skala von 0 bis 14 wird eine Lösung von sauer (0 bis 6,5) über neutral (6,5 bis 7,5) bis alkalisch (7,5 bis 14) charakterisiert. Die pH-Wert gibt dabei den negativen dekadischen Logarithmus der Wasserstoffionenaktivität an.

Das untersuchte Brunnenwasser hat einen pH-Wert von 6,8 und kann mit menschlichen Speichel verglichen werden. Es ist als nahezu neutral einzustufen. (2 S. 72)⁷⁰

⁷⁰ Wilhelm, Stefan. 2008. *Wasseraufbereitung*. 7. Berlin : Springer, 2008.

Dieser pH-Wert ermöglicht eine breite Auswahl an Materialien für Pumpen, Rohre und Fittings.

Eisen und Mangan

Gelöstes Eisen kommt im Grundwasser meist in Form von Eisen-II-Hydrogencarbonat ($\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$) vor. Sulfidische oder huminsäure Eisen-Verbindungen sind selten.

Die vorliegende Wasseranalyse zeigt eine Eisen-II-Konzentration von $0,047 \text{ mg/l}$ und eine Eisen-III-Konzentration von $0,383 \text{ mg/l}$. Die Eisen-II-Konzentration ist für den technischen Einsatz unbedenklich. Eisen-III-Verbindungen müssen mittels einer Vorbehandlung entfernt werden, da Verblockungs- und Ablagerungserscheinungen drohen.

Mangan tritt häufig zusammen mit Eisen auf. Die Wasseranalyse zeigt eine Konzentration von $0,36 \text{ mg/l}$. Aufgrund der potentiellen Gefahr von Verblockungs- und Ablagerungserscheinungen, muss Mangan durch eine Vorbehandlung entfernt werden.

Sauerstoffsättigung

In Bezug auf die maximal mögliche Sättigung, gibt dieser relative Wert an, wie viel Sauerstoff in der Probe vorliegt. Ein Wert unter $< 30\%$ ist für unterwasserlebende Tiere tödlich.

3.2 Zielstellung

Zur Schlämmung von Kaolin sollen pro Stunde 60 m^3 vollentsalztes Wasser zur Verfügung stehen. Dieses soll eine Leitfähigkeit von $20\text{ }\mu\text{S}/\text{cm}$ bis $50\text{ }\mu\text{S}/\text{cm}$ haben.

Um diese zu erreichen muss das Brunnenwasser voll entsalzt werden. Hierfür existieren zwei gängige Aufbereitungsverfahren:

- Vollentsalzung mittels Ionenaustauscheranlage
- Vollentsalzung mittels Umkehrosmoseanlage

Bei beiden Entsalzungsverfahren ist eine Vorbehandlung zwingend erforderlich um folgende Störstoffe zu entfernen:

- | | |
|-------------------------|---------------------|
| • Abfiltrierbare Stoffe | $< 5\text{ mg/l}$ |
| • Mangan | $0,36\text{ mg/l}$ |
| • Eisen-II | $0,047\text{ mg/l}$ |
| • Eisen-III | $0,383\text{ mg/l}$ |

Abfiltrierbare Stoffe verursachen im Austauschharz eine Verblockung. Das Harzbett wirkt wie ein Filter und reichert sich mit abfiltrierbaren Stoffen an. Auf den Membranen der Umkehrosmose begünstigen abfiltrierbare Stoffe Fäulnisansiedlungen und Verblockungserscheinungen.

Eisen und Mangan fallen durch Oxidationsvorgänge aus. Sie verursachen damit im Harzbett des Ionenaustauschers Verblockungen und fördern auf den Membranen der Umkehrosmose Fäulnis und Scaling.

3.3 Vorfiltration

Ziel der Vorfiltration ist es das Brunnenwasser für den Entsalzungsprozess vorzubehandeln. Abfiltrierbare Stoffe, Eisen und Mangan müssen entfernt werden. Hierzu existieren verschiedene Ansätze, welche folgend erläutert werden sollen.

3.3.1 Vorfiltration unter Zugabe von Oxydationsmitteln

Eisen und Mangan werden, unter Zugabe von Oxidationsmitteln, ab einem pH-Wert von 8,3 bis 9,4 ausgefällt. Der pH-Wert des Brunnenwassers muss angehoben werden. Hierzu kann Natriumhydroxid (NaOH) verwendet werden. Um den pH-Wert von stündlich 60 m^3 um 1,1 Einheiten anzuheben und diesen über die Fällungsreaktion hinaus konstant zu halten, sind große Mengen an Neutralisationschemikalien wie zum Beispiel Natriumhydroxyd (NaOH) notwendig. Zur Filtration der abfiltrierbaren Stoffe ist der Einsatz eines Kiesfilters notwendig.

Dieser Lösungsansatz zur Vorfiltration wird aufgrund der Notwendigkeit der Verwendung von großen Mengen an Oxydationsmitteln und eines Kiesfilters zur Filtration der abfiltrierbaren Stoffe verworfen. Im folgenden Abschnitt soll der Lösungsansatz einer Vorfiltration alleinig unter der Verwendung eines Kiesfilters untersucht werden.

3.3.2 Vorfiltration mittels Kiesfilter

Abfiltrierbare Stoffe, Eisen und Mangan können mittels Kiesfilter aus dem Brunnenwasser entfernt werden. Hierzu ist es notwendig das Brunnenwasser vorher ausreichend zu belüften um effektive Oxidationsvorgänge zu ermöglichen. Der Sauerstoffsättigungsgrad des Brunnenwassers liegt bei ca. 30% und soll auf 100% gesteigert werden.

3.3.2.1 Oxydationseinheit

Durch die Oxidationseinheit wird das Rohwasser belüftet um Oxidationsvorgänge zur Enteisung und Entmanganung zu ermöglichen.

Der Oxidationsbehälter ist so auszulegen, dass ein Rohwasserstrom von stündlich 80 m^3 über mindestens 10 Minuten belüftet werden kann. An dieser Stelle wird die Verwendung einer Umkehrosmoseanlage zur Vollentsalzung angenommen, was verfahrensbedingt eine größere Rohwassermenge von $80 \text{ m}^3/\text{h}$ benötigt. Per Division ergibt sich hierfür eine Behältergröße von mindestens $13,3 \text{ m}^3$.

$$V_{\text{Oxydationsbehälter min}} = \frac{80 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{\frac{1}{6} * 1\text{h}} \approx 13,3 \text{ m}^3 \quad \text{Gleichung 3-1}$$

Stündlich müssen bei einem Brunnenwasserstrom von $80 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ ca. $3,76 \text{ g}$ Eisen-II und $28,8 \text{ g}$ Mangan oxydiert werden.

$$m_{\text{Fe-II} / \text{h}} = 80 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1\text{h} \times 0,047 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 3,76 \text{ g} \quad \text{Gleichung 3-2}$$

$$m_{\text{Mn} / \text{h}} = 80 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1\text{h} \times 0,36 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 28,8 \text{ g} \quad \text{Gleichung 3-3}$$

Hierzu wird, wie im *Abschnitt 2.2.3.* erläutert, eine minimale Menge von stündlich $0,67 \text{ m}^3$ Luft in einen maximal $4,0 \text{ m}$ hohen Behälter eingeblasen.

$$V_{\text{Luft} / \text{h für Fe-II}} = \frac{11 \text{ m}^3}{1 \text{ kg}} \times 3,76 \text{ g} \approx 0,042 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Luft/h für Mn-II}} = \frac{22 \text{ m}^3}{1 \text{ kg}} \times 28,8 \text{ g} \approx 0,634 \text{ m}^3 \quad \text{Gleichung 3-4}$$

$$V_{\text{Luft pro h}} = V_{\text{Luft} / \text{h für Fe-II}} + V_{\text{Luft/h für Mn-II}} = 0,676 \text{ m}^3$$

Im vorliegenden Fall werden die minimalen Vorgaben über einen $15,0 \text{ m}^3$ fassenden Oxydationsbehälter realisiert, welcher bei einem Zulaufstrom von stündlich 80 m^3 eine Verweilzeit von circa 10 Minuten garantiert. Aufgrund der Wasserbewegung im Behälter, wird die Mantelfläche des Behälters erhöht.

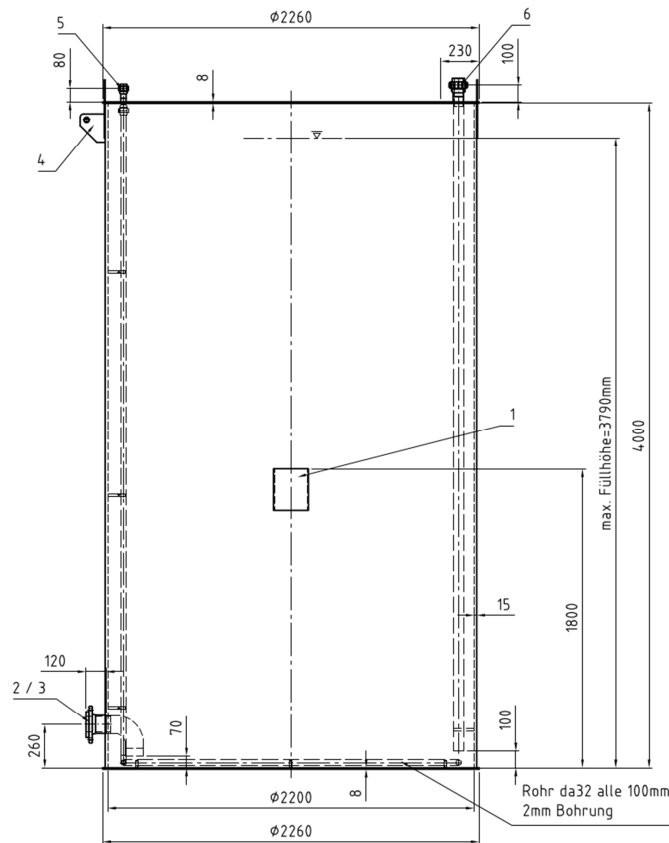


Abbildung 3-1 Oxidationsbehälter⁷¹

Bei einem Eingangs-pH-Wert von 6,8 ist nicht zu erwarten, dass eine vollkommene Oxydation zu Eisen-III- beziehungsweise zu Mangan-IV-Hydroxyd möglich ist (siehe *Abschnitt 2.2.1.* und *Abschnitt 2.2.2.*). Erschwert wird die Reaktion außerdem durch einen pH-Wert-Rückgang, was der Oxydation zusätzlich entgegenwirkt. (4 S. 192)⁷²

Jedoch wird das Brunnenwasser ausreichend bis zur Sättigung mit Sauerstoff angereichert.

⁷¹ In Anlehnung an Angebotszeichnung Gerhard Weber Kunststoff-Verarbeitung GmbH

⁷² Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

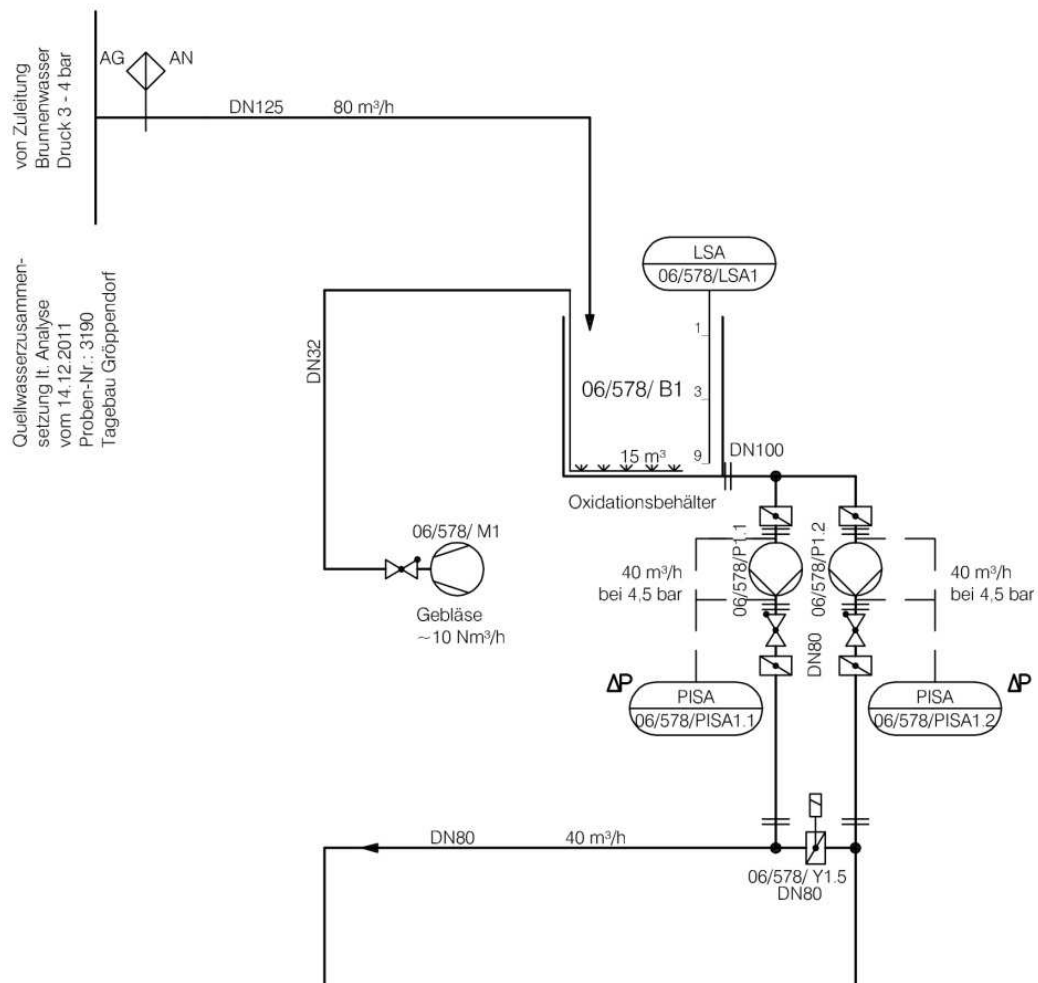
Abbildung 3-2 Montageschema eines Oxidationsbehälters⁷³

Abbildung 3 - 2 zeigt den Ausschnitt einer Oxydationseinheit mit anschließender Pumpstation. Über einen perforierten Schlauchring wird Druckluft in den Behälter eingebracht. Ein Pegel (LSA) überwacht die 3 Füllstände:

- Trockenlaufschutz Pumpe,
- Behälter voll,
- Behälter übertoll.

⁷³ In Anlehnung an Montageschema bi.bra Abwassertechnik GmbH Dresden

3.3.2.2 Vergleich verschiedener Filtermaterialien im Kiesfilter

Kiesfilter können mit verschiedenen Filtermaterialien gefüllt werden. Folgend sollen zwei Füllungen miteinander verglichen werden, die ohne die Zugabe von Additiven die Filtration von abfiltrierbaren Stoffen, Eisen und Mangan ermöglichen:

- Granulierte Aktivkohle (Everzit N), Sand, Kies
- Granulierte Aktivkohle (Everzit N), Everzit Mn, Kies

Füllung mit Granulierter Aktivkohle, Sand, Kies

Betriebszustand

Das belüftete Rohwasser wird dem Kiesfilter zugeführt, welcher im Straßenbetrieb die Filtration der ungelösten Mangan-IV- und Eisen-III-Hydroxyde, der abfiltrierbaren Stoffe und der gelösten Kohlenstoffverbindungen realisiert. Hierzu wird eine Filterfläche von circa 3 m^2 benötigt um eine Filtrationsleistung von stündlich 80 m^3 bei einer Fließgeschwindigkeit von $25 \frac{\text{m}}{\text{h}}$ zu erreichen.

$$A_{\text{Filterfläche}} = \frac{80 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{25 \frac{\text{m}}{\text{h}}} \approx 3 \text{ m}^2$$

Gleichung 3-5

Folgender Schüttplan wird angewendet:

- | | | |
|-----|------------|----------------|
| (5) | Freiraum | |
| (4) | Ausdehnung | |
| (3) | Everzit N | 1,40 – 2,50 mm |
| (2) | Quarzsand | 0,71 – 1,25 mm |
| (1) | Stützkies | 3,15 – 5,60 mm |

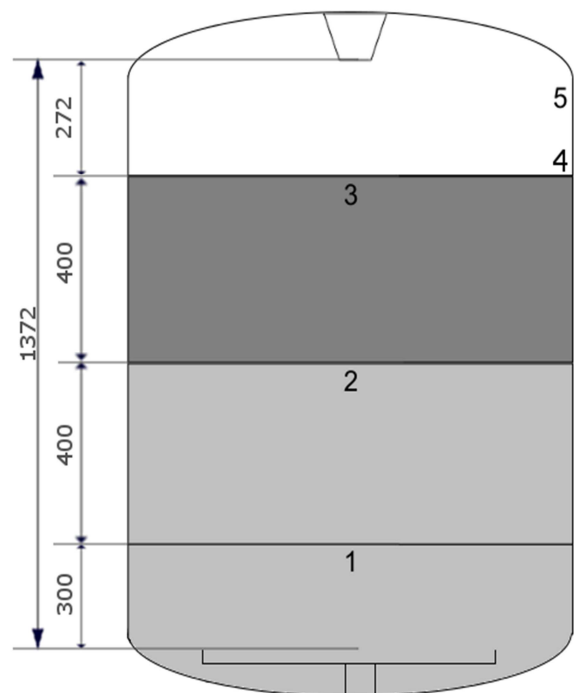


Abbildung 3-3 - Schüttplan

Es werden zwei Drucktanks der *Firma Pentair Water* mit der Kennung C-55104-F7 verwendet. Diese haben die folgenden Maße:

Durchmesser (D) = 1429 mm

Höhe (B) = 2122 mm

Zylindrische Höhe (A) = 1106 mm

Filterfläche \approx 1,50 m²

Gesamtvolumen = 2,62 m³

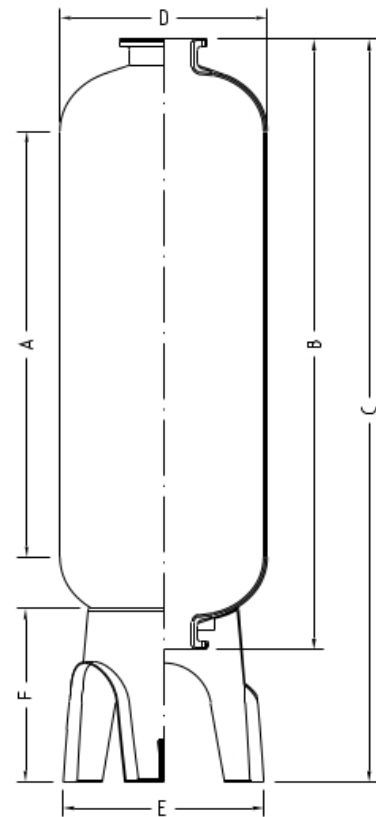


Abbildung 3-4 Drucktank

$$A_{\text{Filterfläche}} = (1400 \text{ mm})^2 \times \frac{\pi}{4} \approx 1,50 \text{ m}^2$$

Gleichung 3-6

Zur Wasserzu- und -abführung ist der Behälter mit Düsen der Schlitzweite 0,5 mm ausgestattet. An dem oberen Flansch ist eine Filterdüse, an dem unteren ein Filterdüsenstern angebracht.

Everzit N ist ein Produkt der *Firma Evers*. Es besteht aus granulierter Aktivkohle. Dieses eignet sich zur Filtration von schweren Trübstoffen sowie Eisen-III und Mangan-IV-Verbindungen. Eine Fraktion der abfiltrierbaren Stoffe ist mittels *Everzit N* entfernbar.

Zusätzlich zur Oxydation des Brunnenwassers im Oxydationsbehälter, finden auch innerhalb des Kiesfilters Oxydationsvorgänge statt. Diese werden durch den im Wasser gelösten Sauerstoff ermöglicht.

Über die Zeit lagert sich an den Kiesoberflächen unter anderem Eisen-III-Oxihydrat an, was stark katalytisch wirkt (4 S. 193)⁷⁴ und den Oxydationsvorgang beschleunigt. Im vorliegenden Fall wird erwartet, dass sich über einen längeren Nutzungszeitraum eine Eisen-III-Oxihydratschicht ausbildet, welche jedoch mit jedem Regenerationszyklus reduziert wird.

Mangan bildet ebenfalls eine Oxihydratschicht an den Kiesoberflächen aus, welche auf die Oxydation zu Mangan-IV-Hydroxyd, wie auch Eisen, stark katalytisch wirkt und je Regeneration reduziert wird.

Liegt im Filterzulauf das Verhältnis von Eisen-III zu Eisen-gesamt bei über 30%, wird die Reaktion - Ausfällung zu Eisen-III-Hydroxyd - beschleunigt. (4 S. 195)⁷⁵

$$C_{Fe-III \text{ zu } Fe} = \frac{C_{Fe-III}}{C_{Fe}} = \frac{0,383 \frac{mg}{l}}{0,43 \frac{mg}{l}} \approx 89 \% \quad \text{Gleichung 3-7}$$

Die durch die Eisen-II-Eisen-III-Oxydation entstandenen Wasserstoffionen wirken auf Eisen-II oxydativ, weswegen bei einer Eisen-II-Konzentration von 89 % eine stark beschleunigende Wirkung der Oxydation zu Eisen-III erwartet wird.

Regeneration

Der Kiesfilter wird immer dann regeneriert, wenn eine gesteigerte Druckdifferenz zwischen Ein- und Ausgang von 0,5 bar gemessen wird. Das Regenerat wird dem Abwasserkanal zugeführt und bedarf keiner besonderen Behandlung oder Überprüfung, da es

⁷⁴ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

⁷⁵ Kittner, Stark, Wissel. *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.

während des gesamten Prozesses mit keinerlei Zusatzchemie in Kontakt trat und somit den behördlichen Auflagen entspricht.

Da der Schüttfilter mehrschichtig ist und geschlossen verwendet wird, muss getrennt mit Luft und Wasser regeneriert werden. Begonnen wird mit einer dreiminütigen Einblasung von Luft im Aufstrom. Wasser und Luft entweichen dabei über den oberen Auslauf.

$$F_G = 1600 \text{ kg} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \approx 13,75 \text{ kN} \quad \text{Gleichung 3-8}$$

Der Luftverdichter muss hierfür das Wasser verdrängen welches zwischen den Kieskörnern und auf dem Kies lagert. Dies entspricht ungefähr einem Volumen von $1,4 \text{ m}^3$ Wasser, was einer Gewichtskraft von circa $13,75 \text{ kN}$ entspricht.

$$p_{\min} = \frac{13.750 \text{ N}}{1,5 \text{ m}^2} \approx 9.166 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \approx 0,092 \text{ bar} \quad \text{Gleichung 3-9}$$

Daher muss der eingesetzte Luftverdichter mindestens einen Druck von ca. $0,092 \text{ bar}$ erzeugen um einen Ausfluss des Wassers über die Sterndüse zu verhindern.

$$p_{\text{Rückspülluft}} = p_{\min} + 1,0 \text{ bar} = 1,09 \text{ bar} \quad \text{Gleichung 3-10}$$

Zusätzlich soll das Kiesbett unter einem Druck von $1,0 \text{ bar}$ mit Luft durchströmt werden um Verdichtungen, Verklebungen und Filterkuchen im Kiesbett aufzubrechen. Es wird daher ein relativer Eingangsdruck von circa $1,09 \text{ bar}$ benötigt.

Über eine Filterquerschnittsfläche von $1,5 \text{ m}^2$ wird aus Erfahrungswerten eine stündliche Luftmenge von $82,5 \text{ m}^3$ kalkuliert. Durch die Verwendung von *Everzit N* ist eine relativ einfache Umspülbarkeit gegeben, was die Festlegung einer relativ niedrigen Einblasmenge von $70 \frac{\text{m}^3}{\text{h} \cdot \text{m}^2}$ rechtfertigt. Außerdem soll durch die geringe Einblasmenge die Reibung zwischen den Kieskörnern gering gehalten werden damit die katalytisch

wirkenden Anlagerungen aus Eisen-III-Oxihydrat und Mangan-IV-Hydroxyd nicht durch die erzeugte Reibung vollkommen entfernt werden.

$$1,5 \frac{m^3}{h} * \frac{70 \frac{m^3}{h}}{h \times m^2} \approx 105 \frac{m^3}{h}$$

Gleichung 3-11

Die *Firma Becker* bietet einen Verdichter unter der Kennung *KDT 3.140-50Hz* an, welcher nach Kennlinie den Anforderungen entspricht.

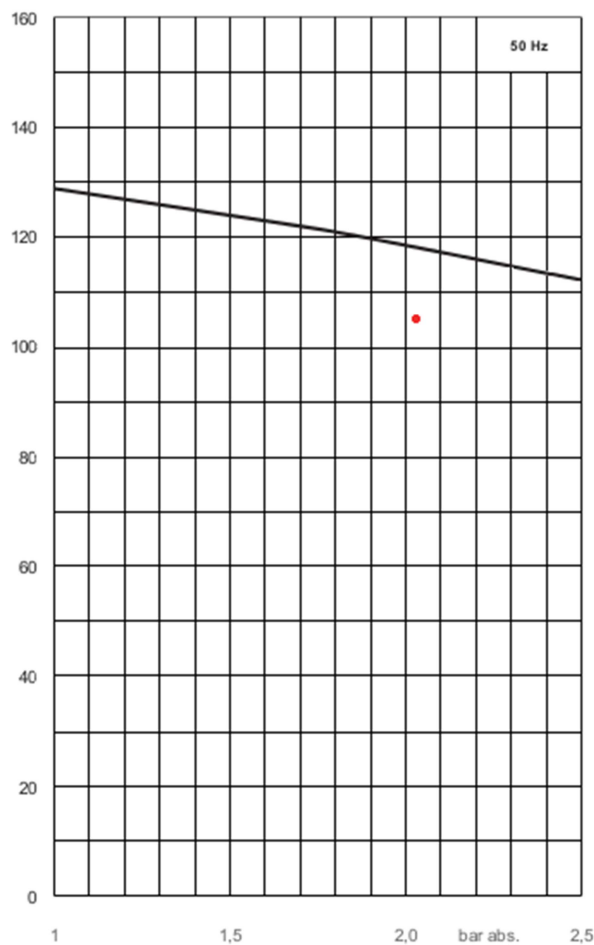


Abbildung 3-5 Kennlinie KDT 3.140 - 50 Hz Diagramm m³/h und bar absolut⁷⁶

Die Wellenleistung des Verdichters liegt bei ca. 5,5 kW.⁷⁷

⁷⁶ In Anlehnung an Technisches Datenblatt **KDT3.60 - KDT 3.140 Gebr. Becker GmbH**

⁷⁷ In Anlehnung an Technisches Datenblatt **KDT3.60 - KDT 3.140 Gebr. Becker GmbH**

Die Regeneration des Kiesfilters mit *Everzit N* setzt sich mit einer Spülung über zehn Minuten fort. Dies entspricht einem Volumenbedarf von circa $2,5 \text{ m}^3$.

$$V_{\text{Spülwasser}} = \frac{20 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{\text{m}^2} \times 1,5 \text{ m}^2 \times \frac{10 \text{ min}}{60 \text{ min}} = 5,0 \text{ m}^3 \quad \text{Gleichung 3-12}$$

Verwendet wird die Pumpe *Movitec V F32-3* der Firma *KSB*, welche bei einer Druckleistung von $3,0 \text{ bar}$ einen Förderstrom von $31 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ erbringt.

Es ist notwendig einen Druck von $3,0 \text{ bar}$ einzustellen, da jeweils $1,0 \text{ bar}$ für die Zu- und Abführung des Spülwassers notwendig sind und $2,0 \text{ bar}$ zur Filterreinigung.

Der Leistungsbedarf der Pumpe liegt im Betrieb bei circa $5,6 \text{ kW}$. (Siehe Abbildung 3-6)

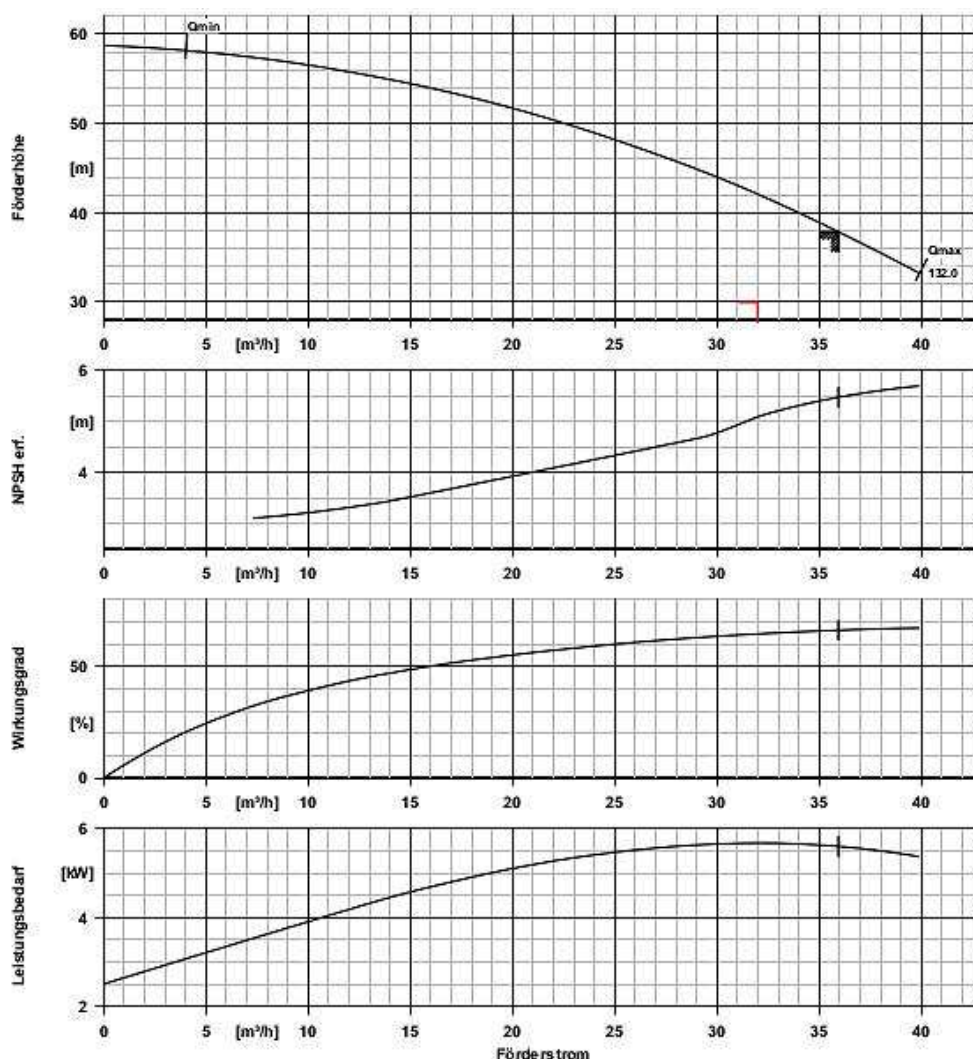


Abbildung 3-6 Kennlinie KSB Movitec V F32-3

3.3.2.2. Füllung mit Granulierte Aktivkohle (Everzit N), Everzit Mn, Kies

Im Unterschied zum unter *Abschnitt 3.3.2.1.* erläuterten konventionellen Kiesfilter, wird anstatt Quarzsand *Everzit Mn* verwendet.

Everzit Mn, ein Produkt der Firma Evers, ist ein Filtermaterial auf Basis eines Mischoxydes und wird zur Entfernung von gelöstem Eisen und Mangan eingesetzt. Die Kiesoberflächen begünstigen katalytisch die Oxydation von Eisen und Mangan zu Oxihydratflocken. Die Besonderheit an *Everzit Mn* ist, dass es ohne die übliche Einarbeitungszeit von Enteisungs- oder Entmanganungsfiltern auf Kiesbasis auskommt. Außerdem benötigt es Zusätze wie z.B. Wasserstoffperoxyd (H_2O_2) oder Kaliumpermanganat ($KMnO_4$).

Für den vorliegenden Fall wird ein Filter konstruiert, welcher folgende Schüttplan hat:

- (5) Freiraum
- (4) Ausdehnung
- (3) Everzit N 1,40 – 2,50 mm
- (2) Everzit Mn 0,50 – 1,50 mm
- (1) Stützkies 3,15 – 5,60 mm

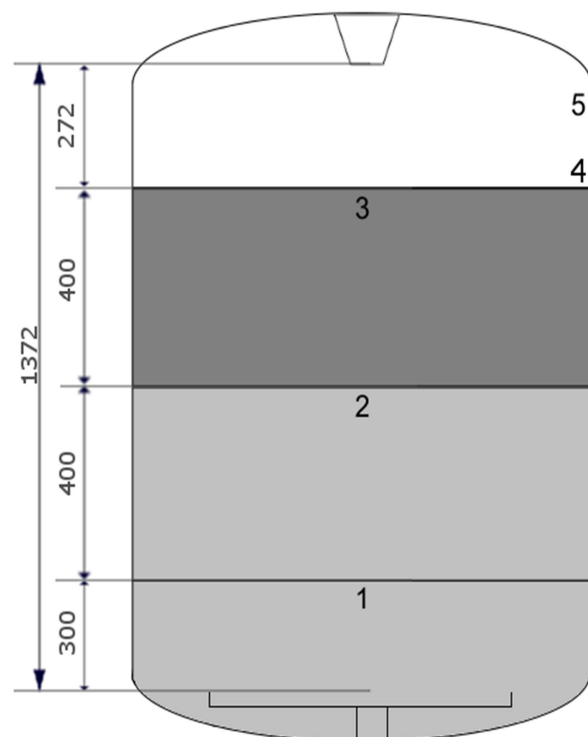


Abbildung 3-7 Schüttplan

Ideal ist eine Filtergeschwindigkeit von etwa $25 \frac{m}{h}$.

Zwei Drucktanks der Firma Pentair Water mit der Kennung C-55104-F7 werden verwendet. Diese haben die folgenden Maße:

Durchmesser (D) = 1429 mm

Höhe (B) = 2122 mm

Zylindrische Höhe (A) = 1106 mm

Filterfläche $\approx 1,50 m^2$

Gesamtvolumen = 2,62 m³

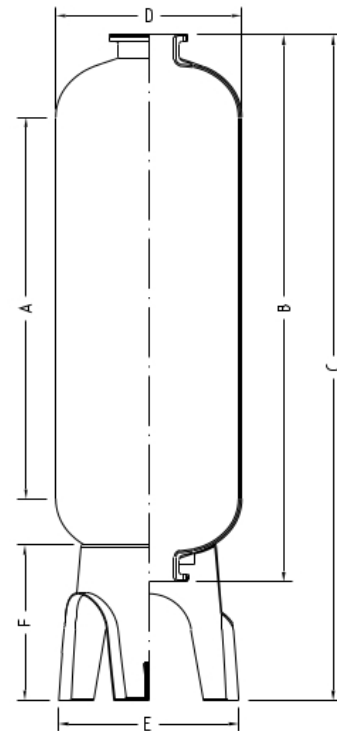


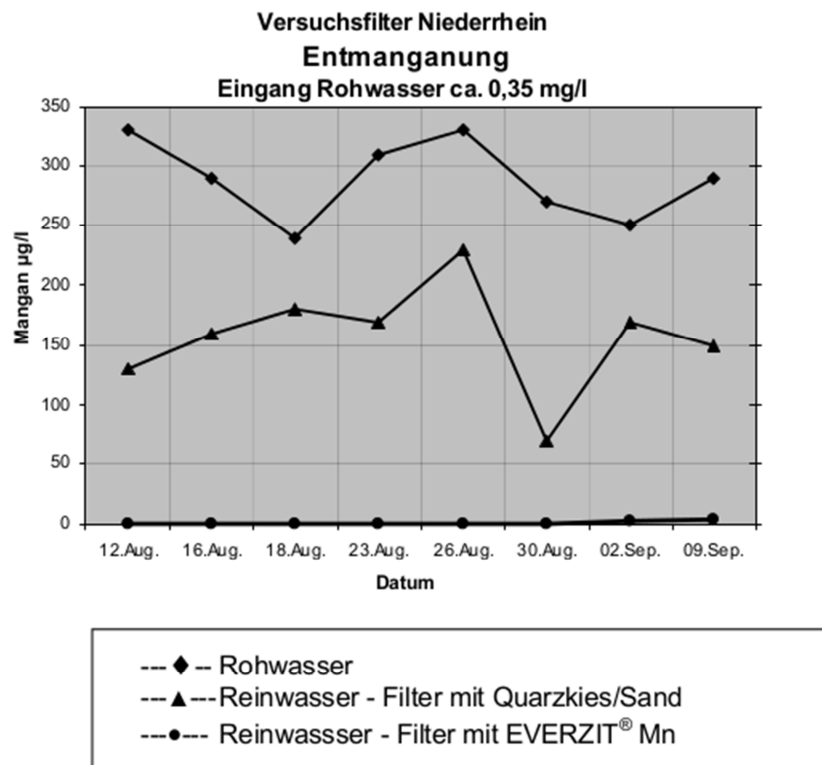
Abbildung 3-8 Drucktank

$$A_{\text{Filterfläche}} = (1400 \text{ mm})^2 \times \frac{\pi}{4} \approx 1,50 \text{ m}^2$$

Gleichung 3-13

Der Ablauf wird über eine Sterndüse mit einer Schlitzweite von $0,5 \text{ mm}$, der Zulauf über eine ca. 300 mm lange Düse der Schlitzweite von $0,5 \text{ mm}$ realisiert. Regeneriert wird der Filter getrennt mit Luft und Wasser.

Everzit Mn ist ein neueres Filtermaterial und besteht hauptsächlich aus Mangandioxid (82%), Eisen-III-Oxid (7%) und Siliziumdioxid (4%). Es hat gegenüber den herkömmlichen Verfahren zur Enteisung und Entmanganung wesentlich höhere und verlässlichere Filtrationseigenschaften und wird in u.a. der Lebensmittelindustrie eingesetzt.

Abbildung 3-9 Versuchsreihe *Everzit Mn*⁷⁸

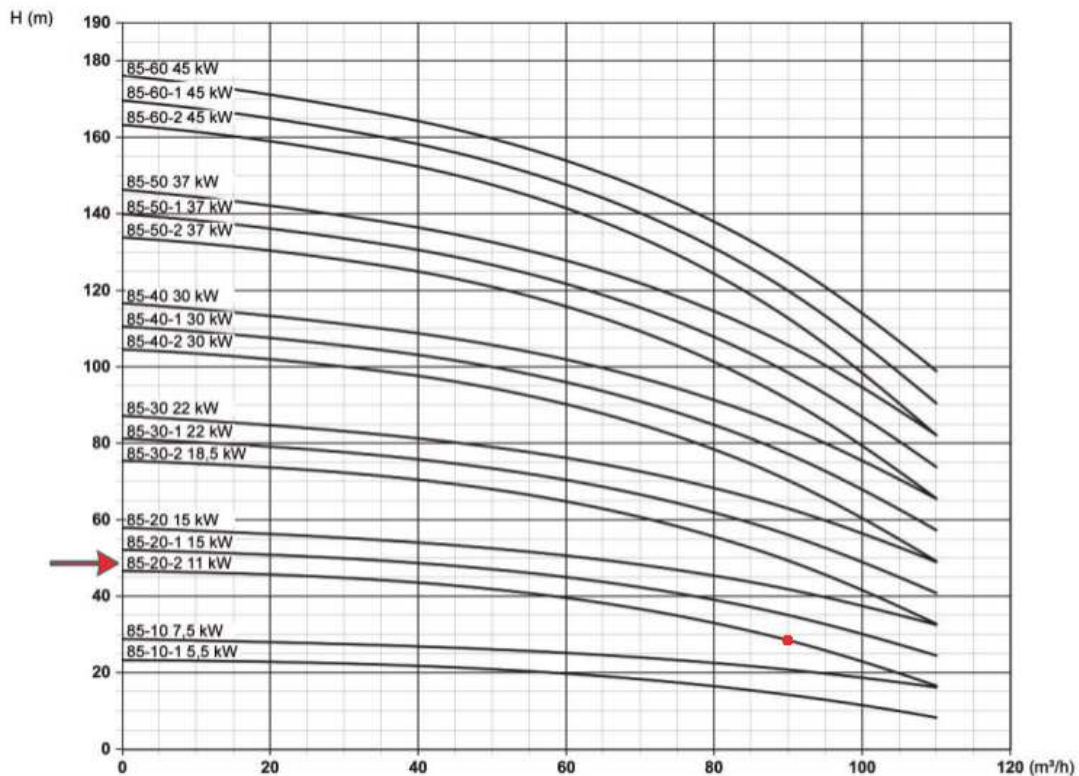
Everzit Mn verlangt zur Rückspülung eine Geschwindigkeit von $60 \frac{m}{h}$. Über die Filterfläche von $1,5 \text{ m}^2$ ergibt sich somit ein Volumenstrom von $90 \frac{m^3}{h}$.

$$V_{\text{Rückspülwasser}} = 60 \frac{m}{h} \times 1,5 \text{ m}^2 = 90 \frac{m^3}{h} \quad \text{Gleichung 3-14}$$

Der Druckverlust liegt bei $90 \frac{mbar}{m}$. Zu- und Abführung des Rohwassers verlangen eine Druckregelung der Pumpe auf $3,00 \text{ bar}$, was circa 30 Metern Wassersäule (*mWS*) entspricht.

Verwendet wird die Pumpe *Speck Series IN-VB 85-20-2 11 kW*.

⁷⁸ In Anlehnung an Technisches Datenblatt 10/2008 *Everzit® Mn*, EVERS e.K. - Hopsten

Abbildung 3-10 Kennlinie Speck Series IN-VB 85 ⁷⁹

Zur Rückspülung wird eine Pumpe mit 11 kW Leistung verwendet.

Everzit Mn benötigt eine Rückspülgeschwindigkeit von $60 \frac{m}{h}$. Über $2 \times 10 \text{ min}$ wäre es daher notwendig 30 m^3 Rückspülwasser vorzuhalten.

$$V_{\text{Rückspülwasser}} = 60 \frac{m}{h} \times 1,5 \text{ m}^2 \times \frac{2 \times 10 \text{ min}}{60 \text{ min}} = 30 \text{ m}^3 \quad \text{Gleichung 3-15}$$

3.3.3 Feinfilter

Nach der Filtration mittels Kies wird ein Feinfilter nachgeschaltet. Dieser funktioniert als Schutzfilter für den anschließenden Entsalzungsprozess. Ziel ist es Unregelmäßigkeiten der vorgelagerten Entsalzung auszugleichen.

⁷⁹ In Anlehnung an Katalog SPECK PUMPEN Verkaufsgesellschaft GmbH

Der Feinfilter *SBF-0102-AD10-080D* der Firma *Eaton* arbeitet mit Einwegfilterbeuteln. Übersteigt der Differenzdruck einer Feinfilterkolonne ein voreingestelltes Niveau muss er gewechselt werden.



Abbildung 3-11 Eaton Feinfilter⁸⁰

3.4. Entsalzungsprozesse

In den folgenden zwei Abschnitten sollen die Verfahren zur Vollentsalzung vorgestellt werden:

- Ionenaustauschanlage zur Vollentsalzung
- Umkehrosmoseanlage

⁸⁰<http://www.eaton.com/Eaton/ProductsServices/Filtration/BagandCartridgeFiltration/BagFilterHousings/SIDELINE/index.htm>

3.4.1 Entsalzung mittels Ionenaustauscherverfahren

Ziel des Verfahrens ist es mittels Ionenaustauscher stündlich 60 m^3 vollentsalztes Wasser herzustellen. Ausgehend von den Rohwasserwerten benötigt dieses Verfahren:

- Kationenaustauscher
- Anionenaustauscher

3.4.1.1 Ionenaustauscherverfahren – Kationenaustauscher

Die Austauscherkapazität innerhalb einer Kolonne soll bei stündlich 60 m^3 mindestens 10 Stunden vorhalten. Hierzu wird das Austauscherharz *Levatit Monoplus SP 112* der Firma *Lanxess* verwendet. Dies ist ein starksaures Kationenaustauscherharz, welches eine totale Kapazität von $1,7 \frac{\text{eq}}{\text{l}}$ hat. Die dabei nutzbare Volumenkapazität liegt im Schwebebettverfahren erfahrungsgemäß bei $1,3 \frac{\text{eq}}{\text{l}}$.

1 *eq* gibt als Konzentrationswert einer Stoffmenge den Bezug zur stöchiometrischen Wertigkeit wieder. In Bezug auf den Rohwassereintrag bedeutet dies, dass dessen gesamte Äquivalenzkonzentration berechnet werden muss. Dies ist in der folgenden Tabelle, ausgehend von den Werten der Wasseranalyse, dargestellt.

$$\frac{\text{Molare Masse} \left[\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right]}{\text{Ladungszahl} \left[\frac{\text{eq}}{\text{mol}} \right]} = \text{Äquivalenzmasse} \left[\frac{\text{g}}{\text{eq}} \right] \quad \text{Gleichung 3-16}$$

$$\frac{\text{Konzentration} \left[\frac{\text{mg}}{\text{l}} \right]}{\text{Äquivalenzmasse} \left[\frac{\text{g}}{\text{meq}} \right]} = \text{Äquivalenzkonzentration} \left[\frac{\text{meq}}{\text{l}} \right] \quad \text{Gleichung 3-17}$$

Element	Konzentration	Äquivalenz- Masse	Ladungszahl	Äquivalenz- konzentration
	$[\frac{\text{mg}}{\text{l}}]$	$[\frac{\text{g}}{\text{eq}}]$	$[\frac{\text{eq}}{\text{mol}}]$	$[\frac{\text{meq}}{\text{l}}]$
Ca	136	20,0	2	6,800
Mg	18,8	12,15	2	1,550
NH4	0,107	18,0	1	0,006
Fe-II	0,047	13,75	2	0,003
Fe-III	0,383	6,2	3	0,06
Mn	0,36	13,75	2	0,026
K	17,4	39,1	1	0,445
Na	16,9	23,0	1	0,735
Σ				<u>≈ 9,62</u>

Tabelle 3-2 Berechnung der Äquivalentkonzentration

Für einen Liter Rohwasser muss eine Austauscherkapazität von circa 9,62 meq eingeplant werden. Für einen zehnstündigen Betrieb bei stündlich 60 m³ Rohwassereintrag ergibt sich eine notwendige Austauscherkapazität von mindestens 5772 eq.

$$9,62 \frac{\text{meq}}{\text{l}} \times 60 \text{ m}^3 \approx 5772 \text{ eq} \quad \text{Gleichung 3-18}$$

Bei einer nutzbaren Volumenkapazität von 1,3 eq je Liter, werden mindestens 4,44 m³ Austauscherharz *Levatit Monoplus SP 112* benötigt.

$$\frac{5772 \text{ eq}}{1,3 \frac{\text{eq}}{\text{l}}} \approx 4,44 \text{ m}^3 \quad \text{Gleichung 3-19}$$

Das Austauschharz wird in Drucktanks der *Firma Pentair* eingebracht. Diese sind bis zu 10 *bar* druckfest und werden für den Einsatz als Ionenaustauscherkolonnen mit Sterndüsengarnituren der Schlitzweite 0,5 *mm* verwendet. Diese ermöglichen einen flächengleichmäßigen Rohwasserauftrag beziehungsweise eine gleichmäßige Abführung.

Die Auswahl der richtigen Drucktankgröße ist bestimmt durch das Harzvolumen, Quellungsraum, Freiraum und Strömungsgeschwindigkeit. Erfahrungsgemäß sind ein Quellungsraum von 13 % und ein Freiraum von 7 % vorzuhalten.

Für den parallelen Betrieb von zwei Ionenaustauschern sollen zwei Druckbehälter der *Firma Pentair Water* mit der Kennung C-63123-F7 verwendet werden. Diese haben folgende Maße:

Durchmesser (D) = 1623 mm

Höhe (B) = 3123 mm

Zylindrische Höhe (A) = 2000 mm

Filterfläche $\approx 2,00 \text{ m}^2$

Gesamtvolumen = 5,255 m^3

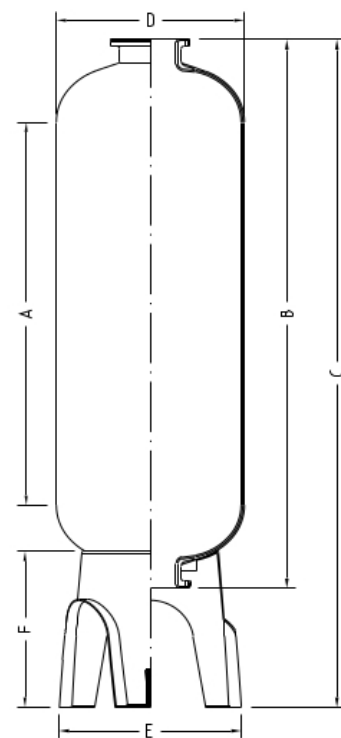


Abbildung 3-12 Drucktank

$$A_{\text{Filterfläche}} = (1600 \text{ mm})^2 \times \frac{\pi}{4} \approx 2,00$$

Gleichung 3-20

Deren für das Harz nutzbare Volumen ($\approx 80\%$) beträgt jeweils circa $3,2 \text{ m}^3$, was den bereits oben genannten minimalen Harzbedarf von $2,22 \text{ m}^3$ entspricht.

$$V_{\text{Harz}} = (2,0 \text{ m}^2 \times 2,0 \text{ m}) \times 80 \% \approx 3,2 \text{ m}^3 \quad \text{Gleichung 3-21}$$

Zur Wahrung des Kontinuitätskriteriums sollen zwei weitere baugleiche Kolonnen eingesetzt werden. Während im Betrieb eine Kolonne pausiert, regeneriert oder gewartet wird, arbeiten die anderen zwei Kolonnen stetig den Rohwasserstrom ab. Befinden sich zwei Kolonnen gleichzeitig nicht im Betrieb, wird eine vierte benötigt.

Die angegebene Füllmenge von jeweils $3,2 \text{ m}^3$ Harz hält für ca. 14 h Betrieb bei stündlich 30 m^3 vor.

Der Volumenanteil oberhalb der Mantelfläche wird mit Inertharz gefüllt, der unterhalb mit Stützkies.

Inertharz ist nicht an der chemischen Reaktion beteiligt, wiegt weniger als das Austauschharz und quillt nicht. Inertharz wird verwendet um zum einen Harzkügelchen daran zu hindern in die Schlitze der Düsengarnitur zu verschwinden, und zum anderen im Betrieb das Ausbilden einer gleichmäßig verteilten Harzfestbettschicht zu garantieren.

Stützkies ist grob körnig, ist ebenfalls nicht an der Reaktion beteiligt und trägt die oben auf liegende Harzschicht. Stützkies ist schwerer als das Austauschharz und verhindert ein verschwinden von Harzkügelchen durch die Sterndüsengarnituren, beziehungsweise garantiert die Ausbildung einer gleichmäßig verteilten Harzbetts im Abstrombetrieb während der Regeneration.

Der Betrieb des Ionenaustauschers ist im Schwebbettverfahren geplant. Hierzu wird das Rohwasser im Aufstrom von unten nach oben eingetragen. Das leichte Harz wird durch den eingehenden Wasserdruck nach oben gedrückt und lagert sich gleichmäßig an der Grenzfläche des Inertharzes, welches durch den Aufstrom ebenfalls nach oben gedrückt wurde und oberhalb der Mantelfläche lagert, an.

Bis die Austauscherkapazität des Harzes erschöpft ist und die Leitfähigkeit des ausströmenden Wassers nach einem starken Anstieg wieder auf das Eingangsniveau fällt, befindet sich die Kolonne im Betrieb. Dies geschieht in einer Kolonne planmäßig nach circa 14 Stunden. Ist dieser Zeitpunkt gekommen, wird der Rohwasserstrom über eine andere, vorbereitete, regenerierte Kolonne geleitet, während die übrige Kolonne in den Regenerationsmodus umgeschaltet wird.

Regenerierung

Die Regeneration geschieht im Abstrom mit Salzsäure. Laut Herstellerangaben müssen für einen Liter Harz 80 g Salzsäure ($\text{HCl}_{100\%}$) in einer 6%igen Verdünnung aufgegeben werden. Dies geschieht in einem Zeitraum von circa 20 Minuten. Für $3,2 \text{ m}^3$ Harz entsteht je Regeneration daher ein Bedarf von 256 kg reiner Salzsäure ($\text{HCl}_{100\%}$), zum Beispiel industriell verfügbar in 30%iger Konzentration, was einem Volumen von circa 742,65 Liter ($\text{HCl}_{30\%}$) entspricht. Um die 30%ige Salzsäurelösung auf eine 6%ige Konzentration zu verdünnen werden circa $3,413 \text{ m}^3$ Rohwasser aus dem Vorlagebehälter benötigt.

$$m_{\text{HCl}} = 3,2 \text{ m}^3 \times 80 \frac{\text{g}}{\text{l}} \approx 256 \text{ kg} \quad \begin{array}{l} \text{Gleichung} \\ 3-22 \end{array}$$

$$m_{\text{HCl } 30\%} = \frac{256 \text{ kg}}{0,3} \approx 853,3 \text{ kg} \quad \begin{array}{l} \text{Gleichung} \\ 3-23 \end{array}$$

$$V_{\text{HCl } 30\%} = \frac{853,3 \text{ kg}}{1,149 \frac{\text{kg}}{\text{l}}} \approx 742,65 \text{ l} \quad \begin{array}{l} \text{Gleichung} \\ 3-24 \end{array}$$

$$V_{\text{Verdünnungswasser für HCl } 6\%} = \left(\frac{24}{\frac{30}{6}} * 853,3 \text{ kg} \right) \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{l}} \approx 3.413,2 \text{ l} \quad \begin{array}{l} \text{Gleichung} \\ 3-25 \end{array}$$

Zur Dosierung wird dem Harzbett, in Mischung über 20 Minuten, ein Volumenstrom von $2,23 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ 30%iger Salzsäure und ein Volumenstrom von $10,23 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ Rohwasser aus dem Vorlagebehälter aufgegeben. Dabei kommt das Harz mit Salzsäure in Kontakt. Die Regeneration zur H-Form beginnt.

$$\dot{V}_{HCl\ 30\%} = \frac{742,65\ l}{20\ min} \hat{=} \frac{2,23\ m^3}{h} \quad \text{Gleichung 3-26}$$

$$\dot{V}_{\text{Verdünnungswasser für HCl 6\%}} = \frac{3,41\ m^3}{20\ min} \hat{=} \frac{10,23\ m^3}{h} \quad \text{Gleichung 3-27}$$

Anschließend folgt über circa 25 Minuten eine Waschung des Harzbettes mit $12,8\ \frac{m^3}{h}$ Rohwasser aus dem Vorlagebehälter.

$$\dot{V}_{\text{Rohwasser für langsames Waschen}} = \frac{5,255\ m^3}{25\ min} \approx 12,8\ \frac{m^3}{h} \quad \text{Gleichung 3-28}$$

Bei einer Geschwindigkeit von $4,00\ \frac{m}{h}$ drückt das von oben aufgetragene Rohwasser die Säure langsam aus der Kolonne, während die Regeneration des Harzes zur H-Form fortschreitet.

$$v_{\text{Rohwasser für die Waschung}} = \frac{7,88\ \frac{m^3}{h}}{2\ m^2} \approx 4,00\ \frac{m}{h} \quad \text{Gleichung 3-29}$$

Das Waschwasser dieses Vorganges wird in einem $24\ m^3$ großen Behälter gesammelt und für die Regeneration von Anionenaustauscherharzen vorgelegt.

Eine schnelle Waschung über max. 10 Minuten im Gegenstrom beendet die Regeneration. Mit einer Rohwassergeschwindigkeit von $15\ \frac{m}{h}$ werden Säurereste ausgespült.

$$V_{\text{Rohwasser zur Schnellwaschung}} = 15\ \frac{m}{h} \times 2\ m^2 \times \frac{10\ min}{60\ min} = 5,00\ m^3 \quad \text{Gleichung 3-30}$$

Das Rohwasser wird ebenfalls aus dem Vorlagebehälter bezogen. Die Waschung kann gestoppt werden, wenn der reguläre Kationenaustausch beginnt. Das heißt, wenn die Leitfähigkeit schlagartig ansteigt, bzw. die Konzentration an Wasserstoffionen steigt.

3.4.1.2 Ionenaustauscherverfahren – Anionenaustauscher

Dem Kationenaustauscherverfahren schließt sich das Anionenaustauscherverfahren an. Das Verfahren vollzieht sich innerhalb einer Kolonne, welche mit einem Anionenaustauscherharz gefüllt ist. Die Kapazität einer Kolonne wird so bemessen, dass diese erst nach mindestens 10 Stunden erschöpft ist. Die Austauscherkapazität des Kationenaustauschers von $5772 \frac{\text{eq}}{10\text{h}}$ bei $60 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ kann hier aufgrund des Ladungsgleichgewichtes von Elektronen und Protonen von den Berechnungen des Kationenaustauschers übernommen werden.

Verwendet wird das Anionenaustauscherharz *MP500* der Firma *Lanxess*. Aus Erfahrungen hat dieses eine nutzbare Volumenkapazität von ca. $0,54 \frac{\text{eq}}{\text{l}}$, was einem notwendigen Harzvolumen von mindestens $10,69 \text{ m}^3$ entspricht.

$$V_{MP500} = \frac{5772 \text{ eq}}{0,54 \frac{\text{eq}}{\text{l}}} \approx 10,69 \text{ m}^3 \quad \text{Gleichung 3-31}$$

Wie auch beim Kationenaustauscher beträgt die minimale Betthöhe ca. $0,8 \text{ m}$. Der Freiraum und der Ausdehnungsfaktor sind mit circa 30% des Mantelvolumenanteils zu kalkulieren. Das Volumen ober- und unterhalb der Mantelfläche wird mit Inertharz oberhalb, und Stützkies unterhalb gefüllt. Zur Ab- und Zuführung werden Sterndüsen-garnituren mit einer Schlitzweite von $0,5 \text{ mm}$ verwendet.

Es werden Drucktanks der *Firma Pentair Water* mit der Kennung *C-63123-F7* verwendet. Diese haben die folgenden Maße:

Durchmesser (D) = 1623 mm

Höhe (B) = 3123 mm

Zylindrische Höhe (A) = 2000 mm

Filterfläche $\approx 2,00 \text{ m}^2$

Gesamtvolumen = 5,255 m^3

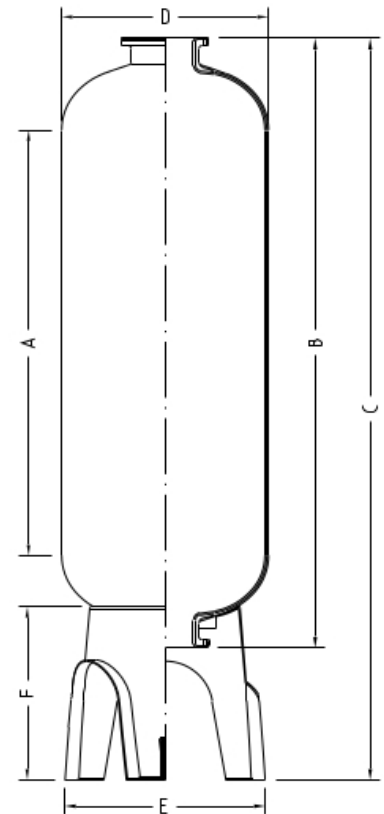


Abbildung 3-13 Drucktank

$$A_{\text{Filterfläche}} = (1600 \text{ mm})^2 \times \frac{\pi}{4} \approx 2,0$$

Gleichung 3-32

Für den Betrieb ist es notwendig vier Kolonnen parallel zu betreiben. Zur Erfüllung des Kontinuitätskriteriums ist es notwendig vier weitere Kolonnen zu installieren.

$$V_{\text{Harz je Kolonne}} = (2 \text{ m}^2 * 2 \text{ m}) \times 0,7 = 2,8 \text{ m}^3$$

Gleichung 3-33

$$n_{\text{C-63123-F7}} = \frac{10,7 \text{ m}^3}{2,8 \text{ m}^3} = 3,82$$

Gleichung 3-34

Die parallel verwendeten Kolonnen ermöglichen einen Anionenaustausch über circa 10,5 Stunden. Damit ist das Kriterium von 10 Stunden erfüllt.

$$t_{Nutz} = \frac{(4 \times 2,8 \text{ m}^3) \times 10 \text{ h}}{10,69 \text{ m}^3} \approx 10 \text{ h } 28 \text{ min} \quad \text{Gleichung 3-35}$$

Der Anionenaustausch ist der letzte Prozessschritt in der Herstellung von entionisiertem Wasser. Gelöste Anionen werden durch Hydroxydionen ersetzt. Die bereits durch den Kationenaustauscherprozess ausgetauschten Kationen, welche nun als Wasserstoffionen vorliegen, reagieren innerhalb der Anionenaustauschersäule mit den Hydroxydionen zu Wasser, welches über den Auslauf austritt.



Im Betrieb liegt die Leitfähigkeit des ausgehenden Wassers bei nahezu Null (circa 20 bis 30 $\mu\text{S} / \text{cm}$). Das ausgehende Wasser ist nahezu frei von Ionen.

Regenerierung

Die Anionenaustauscherkapazität ist dann erschöpft, wenn die Leitfähigkeit des ausströmenden Wassers steigt. Dies geschieht planmäßig nach 10,5 Stunden und löst die Regeneration des Harzes aus. Die Regeneration geschieht unter Verwendung von Natriumhydroxyd (NaOH), welches über 20 Minuten im Abstrom als eine 4%ige Lösung aufgegeben wird, was folgende Dosierung ergibt: Über 20 Minuten wird einer 45%igen Natriumhydroxyd-Lösung (NaOH) mit einer Strömungsgeschwindigkeit von $0,63 \text{ m}^3/\text{h}$ Rohwasser mit einer Strömungsgeschwindigkeit von $9,57 \text{ m}^3/\text{h}$ beigemischt und dem Harzbett aufgegeben. Dies entspricht einem Verbrauch von ca. 210,2 Litern Natriumhydroxyd (45%) und ca. $3,188 \text{ m}^3$ Wasser und begründet sich über die Regenerationsvorschrift seitens des Harzherstellers, welcher 50 g $\text{NaOH}_{100\%}$ pro Liter Harz veranschlagt. Das hierbei eingesetzte Rohwasser wird aus dem Vorlagebehälter bezogen. Die

Regeneration des Harzes beginnt, sobald Natriumhydroxyd (NaOH) mit dem Harz in Kontakt tritt.

$$m_{NaOH\ 100\%} = 2,8\ m^3 \times 50\ \frac{g}{l} \approx 140\ kg \quad \text{Gleichung 3-37}$$

$$m_{NaOH\ 45\%} = \frac{140\ kg}{0,45} \approx 311,1\ kg \quad \text{Gleichung 3-38}$$

$$V_{NaOH\ 45\%} = \frac{311,1\ kg}{1,48\ \frac{kg}{l}} \approx 210,21\ l \quad \text{Gleichung 3-39}$$

$$V_{Verdünnungswasser\ für\ NaOH\ 4\%} = \left(\frac{\frac{41}{45}}{\frac{4}{45}} * 311,1\ kg \right) \times 1\ \frac{kg}{l} \approx 3.188,7\ l \quad \text{Gleichung 3-40}$$

$$\dot{V}_{NaOH\ 45\%} = \frac{60\ min}{20\ min} \times \frac{1}{h} \times 0,210\ m^3 \approx 0,63\ \frac{m^3}{h} \quad \text{Gleichung 3-41}$$

$$\dot{V}_{Verdünnungswasser\ für\ NaOH\ 4\%} = \frac{60\ min}{20\ min} \times \frac{1}{h} \times 3,19\ m^3 \approx 9,57\ \frac{m^3}{h} \quad \text{Gleichung 3-42}$$

Im Anschluss daran wird das Harzbett in gleichbleibender Richtung mit $10,5\ \frac{m^3}{h}$ langsam über 30 Minuten mit Rohwasser gewaschen. Dies entspricht einem Verbrauch von $5,25\ m^3$ Rohwasser, welches aus dem Vorlagebehälter bezogen wird.

$$V_{Rohwasser\ Langsames\ Waschen} = 10,5\ \frac{m^3}{h} \times 0,5\ h = 5,25\ m^3 \quad \text{Gleichung 3-43}$$

Gespült wird zum Schluss in entgegengesetzter Richtung über circa 10 Minuten mit einer Geschwindigkeit von $15\ m/h$, was einem Verbrauch von max. $5\ m^3$ entspricht.

$$V_{Schnellspülung} = 15\ \frac{m}{h} \times 2\ m^2 \times \frac{10\ min}{60\ min} = 5\ m^3 \quad \text{Gleichung 3-44}$$

Ziel ist es die Natriumhydroxyd-Reste auszuwaschen. Hierfür wird das gesammelte Ablaufwasser der Kationenaustauscherkolonnen genutzt. Aufgrund der darin gelösten Salzsäure (HCl) kann Natriumhydroxyd (NaOH) mit einer großen Geschwindigkeit aus-

gespült werden, da die Natriumionen bevorzugt mit Chlorionen zu Natriumchlorid (NaCl) reagieren. Die Spülung erfolgt nur so lange, bis die Leitfähigkeit auf ein Niveau von ca. 50 Mikro-Siemens ($\mu S / cm$) gefallen ist.

3.4.2 Entsalzung mittels Umkehrosmoseverfahren

Folgend soll die Lösung unter Verwendung einer Umkehrosmose-Einheit untersucht werden. Verfahrensbedingt fordert die Verwendung einer Umkehrosmoseanlage immer einen größeren Eingangswasserstrom. Es werden daher stündlich 80 m³ Brunnenwasser gebraucht um stündlich 60 m³ demineralisiertes Wasser herzustellen.

Ausgehend von den Eigenschaften einer Umkehrosmosemembran, sind folgende Substanzen des Brunnenwassers für die Membranen schädlich und verursachen potentiell Fouling oder Scaling.

Störsubstanzen	Konzentration [mg/l]	Fouling	Scaling
Fe(OH)₂	Fe ²⁺ = 0,047	X	
Fe(OH)₃	Fe ³⁺ = 0,383	X	X
Mn(OH)₂	Mn ²⁺ = 0,36	X	
Ca(SO₄)	Ca ²⁺ = 136 SO ₄ ²⁻ = 216		X
Ca(CO₃)	10°dH \triangleq 188,68 (bzw. 106,00 CaO)		X
SiO₂	16,00		X
DOC	36,00	X	
Abfiltrierbare Stoffe	< 5,00		X

Tabelle 3-3 Identifikation der Störstoffe

Bevor das Wasser mittels Umkehrosmose behandelt wird, muss es vorbehandelt werden. Es existieren zwei Möglichkeiten:

- Hemmung von Störstoffen mittels Anti-Scalant Zugabe
- Enthärtung mittels Ionenaustauschereinheit

3.4.2.1 Umkehrosmoseverfahren – Anti-Scalant

Liegen im Zulauf der Umkehrosmose membranschädigende Substanzen vor, sollten diese durch entsprechende Vorbehandlungsschritte entfernt werden. Gelingt dies nicht bzw. nur teilweise, besteht die Möglichkeit sie durch den Einsatz eines Anti-Scalants zu hemmen.

Im vorliegenden Zulauf besteht die Gefahr, eines Foulings durch Eisen- und Manganhydroxide und eines Scalings durch Calciumsulfat, Calciumcarbonat und Silicium.

Verwendet wird das Anti-Scalant *bi.bra LF*, welches mit der Dosiervorschrift $2,5 \text{ mg/l}$ dem Umkehrosmose-Zulauf mittels eines Wirbelmischers beigemischt wird.

Über eine spezielle Dosiervorrichtung (*Dosin AS-K der Firma Herco*) wird dem Eingangswasserstrom das Anti-Scalant mittels eines statischen Mischers im Zulaufrohr eingemischt.



Abbildung 3-14 - Statischer Mischer⁸¹

⁸¹ <http://www.sulzer.com/de/Products-and-Services/Agitators-Mixers-and-Dispensers/Static-Mixers>

Aufgrund der zu erwartenden Schwankungen der Eingangswasserqualität wird die Dosiervorschrift des Antiscalants auf 3,5 mg/l erhöht.

3.4.2.2 Umkehrosmoseverfahren – Enthärtung mittels Ionenaustauscher

Mittels einer Enthärtungsanlage werden dem Zulaufstrom die Härtebildner Kalzium und Magnesium entfernt.

Verwendet werden zwei vorkonfektionierte automatische Enthärtungs-Anlagen des Hersteller *Herco-Wassertechnik*. Mit einer Durchlaufleistung von $53 \frac{m^3}{h}$ (*Sensotrol 5300*) und $29 \frac{m^3}{h}$ (*Sensotrol 2900*) können stündlich $82 m^3$ Brunnenwasser enthärtet werden. Ist die Austauscherkapazität einer Kolonne erschöpft, so übernimmt eine zweite baugleiche Kolonne den Betrieb, während die andere regeneriert.

Nach einem circa 4 stündigem Betrieb wird eine Kolonne der *Sensotrol 5300* mit 265,00 kg Salz regeneriert. Nach circa 5,5 Stunden muss eine Kolonne der *Sensotrol 2900* mit 185,00 kg Salz regeneriert werden.



Abbildung 3-15 Doppel-Enthärtungsanlage Leistung $29 m^3/h$ ⁸²

⁸² Herco Wassergruppe: <http://doku.herco-wt.de/>, letztmalig überprüft: 5. Januar 2013

Am Ausgang der Umkehrosmoseanlage haben Permeat und Konzentrat einen hydraulischen Druck von circa 2,5 *bar*, welcher zur Weiterleitung genutzt wird. Der Einsatz eines Druckaustauschers erübrigt sich somit.

3.5 Technische Bewertung der Lösungsalternativen

Aus den vorhergehend dargestellten Verfahrensalternativen wird nun das Gesamtverfahren festgelegt. Nachdem die technischen Anforderungen des Auftraggebers überprüft wurden, wird die kostengünstigere Verfahrenslösung realisiert.

- Erfüllung der Qualitätsansprüche an das VE-Wasser
Leitfähigkeit: $20 \mu S \leq G \leq 50 \mu S$
- Kostengünstige Lösung
- Kontinuierlichen Betrieb
- Verringerung der Risiken für die Umwelt
- Bestmögliche Anpassung der Lösung an das Automationsniveau der Produktion, das Qualifikationsprofil der Mitarbeiter und die Organisationsstruktur vor Ort

In einer ersten Entscheidung wird festgelegt ob eine Ionenaustauschanlage oder eine Umkehrosmoseanlage zur Entsalzung verwendet wird.

	Ionen- austauscher	Umkehr- osmose
Erfüllung der Qualitätsansprüche an das VE-Wassers	Erfüllt	erfüllt
Höchstmaß kontinuierlicher Betrieb	erfüllt	erfüllt
Risiken für die Umwelt	höher	niedriger
Anpassung an den Automatisierungsgrad der Produktion, Qualifikationsprofil und Organisationsstruktur	schlechter	besser

Tabelle 3-4 Bewertungsmatrix

Beide Entsalzungsverfahren erfüllen die Qualitätsansprüche an das vollentsalzte Wasser.

Außerdem ist ein kontinuierlicher Betrieb bei beiden Lösungsalternativen möglich.

Jedoch sind die Risiken für den Betrieb einer Ionenaustauschanlage zur Vollentsalzung höher, als der Betrieb einer Umkehrosmoseanlage. Zur Regeneration der Ionenaustauschanlage müssen große Mengen der Chemikalien Natriumhydroxyd (NaOH) und Salzsäure (HCl) gelagert werden. Täglich werden zur Regeneration $3,1 \text{ m}^3$ 30%ige Salzsäure und $2,9 \text{ m}^3$ 45%ige Natriumhydroxydlösung gebraucht. Umgang und Lagerung dieser Chemikalien bergen ein größeres Risiko für die angrenzende Umwelt, als der Betrieb einer Umkehrosmoseanlage zur Vollentsalzung.

Die Anpassung an den Automatisierungsgrad der Produktion ist bei beiden Alternativen als gleich zu bewerten. Für beide Entsalzungsprozesse ist es weitestgehend möglich einen vergleichbaren Automatisierungsgrad zu installieren, bzw. sich mit dem Automatisierungsgrad an das Automatisierungsniveau des Werkes anzugleichen.

Das Qualifikationsprofil der Mitarbeiter zum Betrieb einer Ionenaustauschanlage verlangt Wissen auf dem Gebiet der chemischen Verfahrenstechnik, das für den Betrieb einer Umkehrosmoseanlage nicht.

Aus den oben genannten Gründen wird festgelegt zur Vollentsalzung eine Umkehrosmoseanlage zu verwenden.

In einer zweiten Entscheidung soll festgelegt werden ob der Einsatz des Filtergranulates *Everzit Mn* zur Vorfiltration sinnvoll ist. Die folgende Tabelle vergleicht die Eigenschaften beider Filtermaterialien.

	Kies, Quarzsand, Everzit N	Kies, Everzit N, Everzit Mn
Rückspülgeschwindigkeit	20 m/h	60 m/h
Rückspülpumpenleistung	5,6 kW	11 kW
Rückspülwassermenge	5,0 m ³	30 m ³
Verfahrensstabilität	entfernt Mangan gut	entfernt Mangan besser
Filtereinarbeitungszeit	maximal 2 Wochen	keine

Tabelle 3-5 Vergleich Filtermaterialien

Die Verwendung des Filtermaterials *Everzit Mn* führt zu einem besseren Filtrationsergebnis, verlangt aber größere Aufwendung für die Rückspüleinrichtungen, Vorlagebehälter und Rückspülpumpe.

Wird das Wasser zur Vollentsalzung mittels Umkehrosmose durch die Zugabe eines Anti-Scalants behandelt, kann ein Filter mit gewöhnlicher Kies- und Aktivkohlefüllung verwendet werden. Die Zugabe eines Anti-Scalants hemmt die negative Wirkung der verbleibenden Eisen- und Mangan-Verbindungen bzw. überbrückt die Einarbeitungszeit des Filters indem eine leicht erhöhte Dosierung des Anti-Scalants eingestellt wird.

Eine Entscheidung bezüglich der Verwendung von *Everzit Mn* wird in Abhängigkeit der dritten Entscheidung getroffen.

In einer dritten Entscheidung wird über das der Umkehrosmose vorgelagerte Enthärtungsverfahren entschieden. Die Zugabe eines Anti-Scalants oder die Verwendung einer klassischen Enthärtung mittels Ionenaustauscheranlage wurden bereits vorgestellt.

	Anti-Scalant	Ionenaustauscher zur Enthärtung
Erfüllung der Qualitätsansprüche	erfüllt	bedingt erfüllt
Kontinuierlicher Betrieb	gegeben	bedingt gegeben
Verringerung der Risiken für die Umwelt	gleich	gleich
Anpassung an Automationsniveau der Produktion, Qualifikationsprofil und Organisationsstruktur	besser	schlechter

Tabelle 3-6 Bewertungsmatrix

Es ist davon auszugehen, dass qualitative und quantitative Konzentrationsschwankungen im Brunnenwasser auftreten werden. Während das Anti-Scalant universell auf Störstoffe hemmend reagiert, erfüllt der Ionenaustauscher zur Enthärtung diese Funktion nur teilweise.

Ein kontinuierlicher Betrieb ist bei der Verwendung eines Anti-Scalants wahrscheinlicher da zur Regeneration der Ionenaustauscheranlage immer eine Salzlösung (NaCl) zur Verfügung stehen muss. Bei Unregelmäßigkeiten im Salzaninsatz, verzögert sich jedoch die Regeneration der Ionenaustauscherharze, womit die Gefahr einer Minderproduktion von enthärtetem Wasser steigt.

Ferner sind, je nach Wahl des Verfahrens zur Vorfiltration, Kalzium- und Magnesiumbelastungen zu erwarten, welche die Kapazität der Enthärtungsanlage übertreffen.

Demnach fällt die dritte Entscheidung auf die Anti-Scalant-Dosier-Einheit, da die technischen Vorteile überwiegen.

Aufgrund der vollzogenen dritten Entscheidung ist es nun möglich die zweite Entscheidung zu treffen. Die Verwendung eines Anti-Scalant ermöglicht den Einsatz eines konventionellen Kiesfilters ohne den Einsatz von *Everzit Mn*.

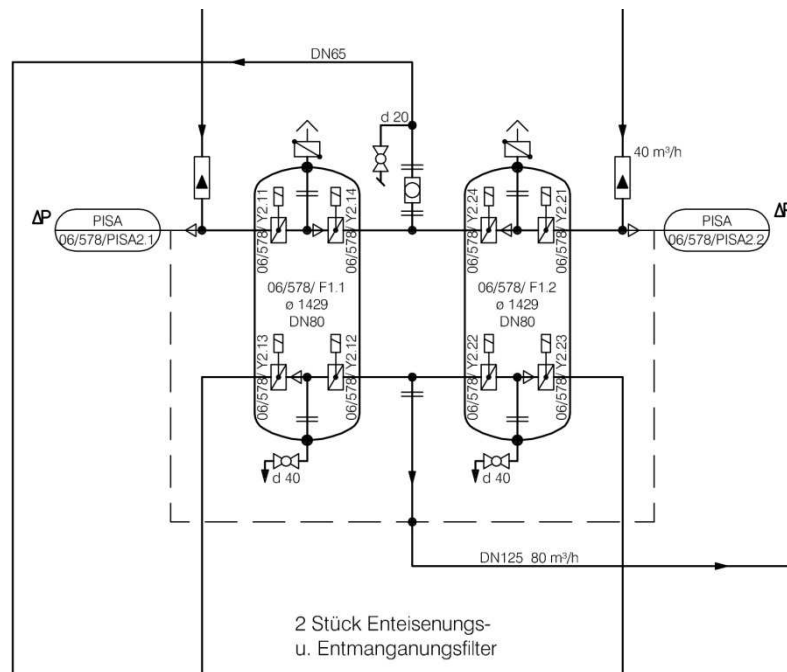


Abbildung 3-17 Montageschema Enteisungs- und Entmanganungsfilter⁸⁴

Abbildung 3-17 zeigt das Montageschema der Enteisungs- und Entmanganungsfilter. Diese werden jeweils mit $40 \frac{m^3}{h}$ belüfteten Brunnenwassern von oben nach unten be-
fahren und erzeugen stündlich $80 m^3$ Filtrat.

⁸⁴ In Anlehnung an Montageschema bi.bra Abwassertechnik GmbH Dresden

4. Technische Bewertung

Der Fokus der technischen Bewertung des Verfahrens soll auf der Energieeffizienz der eingesetzten Pumpen und der eingesetzten Umkehrosmosemembran liegen.

Umkehrosmosemembran

Anstatt der Verwendung von energiesparenden *ESPA2 MAX-8040* - Membranen wäre auch eine Verwendung von Standard-Membranen wie z.B. *ESPA2* möglich. Folgend werden beide Membranen miteinander direkt verglichen.

	<i>ESPA2 8040</i>	<i>ESPA2 MAX-8040</i>
Eingangsdruck [bar]	9,0	8,4
Differenzdruck [bar]	4,76	5,03
Fluxrate Eingang/Ausgang [lmh]	32,9 / 1,7	38,6 / 0
Beta-Wert	1,16	1,18
TDS im Permeat [mg/l]	49	64

Tabelle 4-1 Vergleich von Membranen⁸⁵

Es zeigt sich, dass die eingesetzte *ESPA2 MAX* gegenüber der konventionellen Membran verschiedene Vorteile hat, jedoch auch einige Nachteile. Während der TDS-Wert im Permeat mittels *ESPA2* bei $49 \frac{mg}{l}$ liegt, liegt dieser unter Verwendung einer *ESPA2 MAX*-Membran um ca. 30 % höher. Für die Verwendung des VE-Wassers als Waschwasser im Tagebau, ist eine geringere Filtrationsleistung akzeptabel.

Aufgrund der größeren Energieeinsparung durch ein geringeres Druckeingangsniveau, ist somit die *ESPA2 MAX*-Membran die bessere Wahl zur Entsalzung des Brunnenwassers.

⁸⁵ Craig Bartels, Rich Franks, Keith Andes. Operational Performance and Optimization of RO Wastewater Treatment Plants. Oceanside, CA : Hydronautics, 2011.

Effiziente Pumpen

Als Druckerhöhungspumpe wird an der Umkehrosmoseanlage das Modell *CRNE 45-5*, *3x400V/50Hz*, *18,5KW* der Firma *Grundfos* verwendet. Der Energieverbrauch lässt sich bei dieser Pumpe in Kombination mit einer sich selbstregelnden Steuerungseinheit um bis zu 30% senken.

Die Drehzahl der Pumpe ist regulierbar, was bedeutet, dass sich durch die Regelung der Drehzahl Druck und Volumenstrom einstellen lassen. Verringert sich die Drehzahl, verschiebt sich die Pumpenkennlinie in Richtung Koordinatenursprung. Eine sinnvolle Anwendung der Drehzahlregelung lässt sich bei Druckerhöhungsvorgängen zu Umkehrosmose finden, da keine statischen Druckdifferenzen zu überwinden sind: Sowohl unter Volllast, als auch unter Teillast arbeitet eine drehzahlangepasste Kreiselpumpe im Bereich ihres optimalen Wirkungsgrades, da sich dieser über die Drehzahländerung linear verschiebt.

Vorteilhaft wirkt sich eine Drehzahlregelung aus wenn die Pumpe oft im Teillastbetrieb fährt.

Ein Vorteil der Drehzahlregelung ist in der Verringerung der Kavitationsgefahr zu sehen. Kavitation wird u.a. durch eine überhöhte Strömungsgeschwindigkeit am äußeren Laufrad verursacht. Diese führt zu einer schnelleren Abnutzung der Lager – die durchschnittliche Lebensdauer verkürzt sich erheblich. Durch den Einsatz einer Drehzahlregelung verlängert sich diese um die bis zu siebenfache Potenz. (11 S. 30,31,16)⁸⁶

⁸⁶ Deutsche Energie-Agentur GmbH. Ratgeber Pumpen, Pumpsysteme, für Industrie und Gewerbe. 2010.

5. Wirtschaftliche Bewertung

5.1 Motivation der Investition in eine Wasseraufbereitungsanlage

Um den hohen Qualitätsansprüchen der Abnehmer weiterhin gerecht zu werden, muss das Kaolinwerk Kemmlitz auf die nachlassende Qualität des Rohkaolins reagieren.

Es ist mit erheblichen Absatzverlusten zu rechnen, sollte die Qualität zurückgehen. Insbesondere hochreines und hochpreisiges Kaolin wäre von diesem Absatzeinbruch betroffen. Der Gesamtgewinn würde stark zurückgehen.

Kaolin wird mittels Schlämmverfahren ausgeschwemmt. Hierzu wird Rohwasser verwendet.

Zur Erhaltung der Wertstoff-Qualität wird dem Schlämmwasser entsalztes Wasser beigemischt um die Effektivität des Prozesses zu steigern.

Entsalztes Wasser nimmt im Schlämmprozess große Mengen an verunreinigend wirkenden Bestandteilen auf. Dies sind vor allem Kalzium-, Sulfat- und Chlorid-Ionen. Diese Elemente beeinflussen das Verflüssigungsverhalten des Kaolins maßgeblich. Ist ihr Anteil hoch, muss zur Herstellung von Gieß- und Pressmassen mehr Wasser zugegeben werden um die gewünschte Viskosität zu erreichen. Ein hoher Wasseranteil ist jedoch ungünstig und führt unter anderem zu längeren Brenn- und Trocknungszeiten. Im Rahmen der Vorversuche seitens des Kemmlitzer Kaolinwerkes, wurde ermittelt, dass vorerst eine Beimischung von 30 % Vollentsalztem Wassers ausreicht um die Qualitätsstandards einzuhalten. Dies entspricht einer Wassermenge von stündlich 45 m^3 . Bei nachlassender Rohstoffqualität wird geplant den Anteil an vollentsalztem Wasser auf 40 % zu erhöhen, was einer stündlichen VE-Wassermenge von 60 m^3 entspricht.

5.2 Bewertung der laufenden Kosten

Die Bewertung der laufenden Kosten kann aufgrund der Komplexität der Anlage nur abgeschätzt werden. Grundsätzlich werden alle Werte aufgerundet, ein 24 Stundenbetrieb bei einer Permeatleistung von stündlich 60 m^3 wird angenommen.

Energiekosten:

Umkehrosmoseanlage, Pumpen, Gebläse, und Schaltschrank verbrauchen zusammen circa 70 kWh. Im Dauerbetrieb kostet diese Energie bei einem Einkaufspreis von 0,20 EUR / kWh ca.:

123.000,-- EUR / a

Wartungskosten:

Die Wartung der Anlage inkl. kleinerer Instandhaltungsarbeiten kostet laut Wartungsvertrag mit bi.bra Abwassertechnik circa:

2.000,-- EUR / a

Verschleißteile:

Hauptsächlich sind Verschleißteile in Pumpen und Umkehrosmose-Einheiten zu finden. Aus Erfahrungswerten und gemäß der Verschleißteilliste können circa:

2.900,-- EUR / a

Ersatzteile:

Aus Erfahrungswerten gemäß der Ersatzteilliste circa:

4.000,-- EUR / a

Anti-Scalant:

Bei einer Dosierung 3,0 mg / l ergibt sich ein Verbrauch von 2100 kg.

15.000,-- EUR / a

Gesamt (netto)

146.900,-- EUR / a

Jährlich fallen laufende Kosten (direkt) von circa 146.900,-- EUR an, wobei die Bedienkosten in dieser Rechnung nicht aufgeführt werden.

5.3. Investitionsbewertung

Zur Bewertung der Investition müssen folgende Größen ermittelt werden:

- Einnahmen
- Anschaffungswert
- Ausgaben

Einnahmen

Der Kaolintagebau Kemmlitz fördert unterschiedliche Kaolinqualitäten, welche wie folgt eingesetzt werden und relativ zum Weltmarktpreis, folgendes Preisniveau haben:

- Hohe Qualitäten werden bspw. zur Papierherstellung als Füllstoff verwendet und erzielen einen hohen Erlös. Circa 80,-- EUR / Tonne
- Niedrige Qualitäten werden zur Herstellung von Sanitärkeramik verwendet und erzielen niedrige Preise von circa 77,-- EUR / Tonne.
- Hochreines Kaolin erzielt sehr hohe Preise und wird zur Herstellung von hochwertiger Keramikwaren wie z.B. Porzellan bzw. in der Pharmaindustrie eingesetzt. Preise in Höhe von 1.000,-- EUR / Tonne sind üblich.⁸⁷

Der durchschnittliche Erlös je Tonne Kaolin kann im Tagebau Kemmlitz pauschalisiert mit 100,- EUR je Tonne angegeben werden. Pro Jahr werden circa 100.000 Tonnen Kaolin verkauft. Dies entspricht einem Jahresumsatz von circa 10,0 Mio EUR. (12)⁸⁸

⁸⁷ <http://de.paperblog.com/das-weie-gold-der-oberpfalz-327057/> letztmalig überprüft- 6. Januar 2013

⁸⁸ Kirmse, Harald. Betriebsleiter Kemmlitzer Kaolinwerke. Kemmlitz, 02. September 2012.

Kaolin ist kein kritischer Rohstoff. Weder befinden sich Kaolinlagerstätten in riskanten Abbaugebieten, noch sind diese einseitig verteilt.

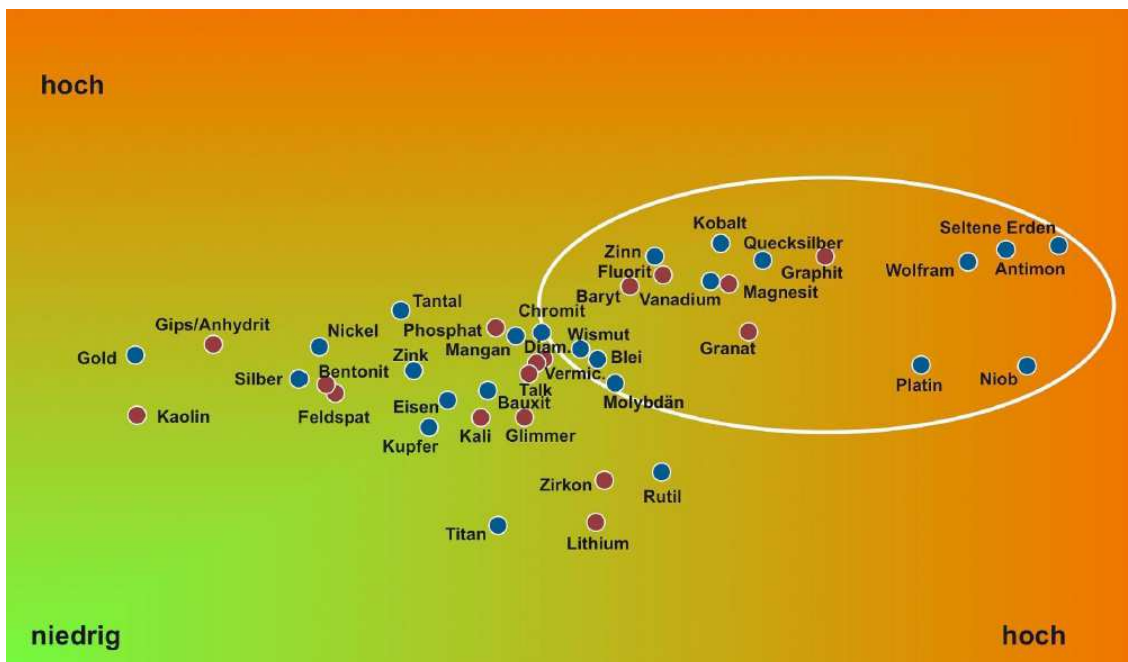


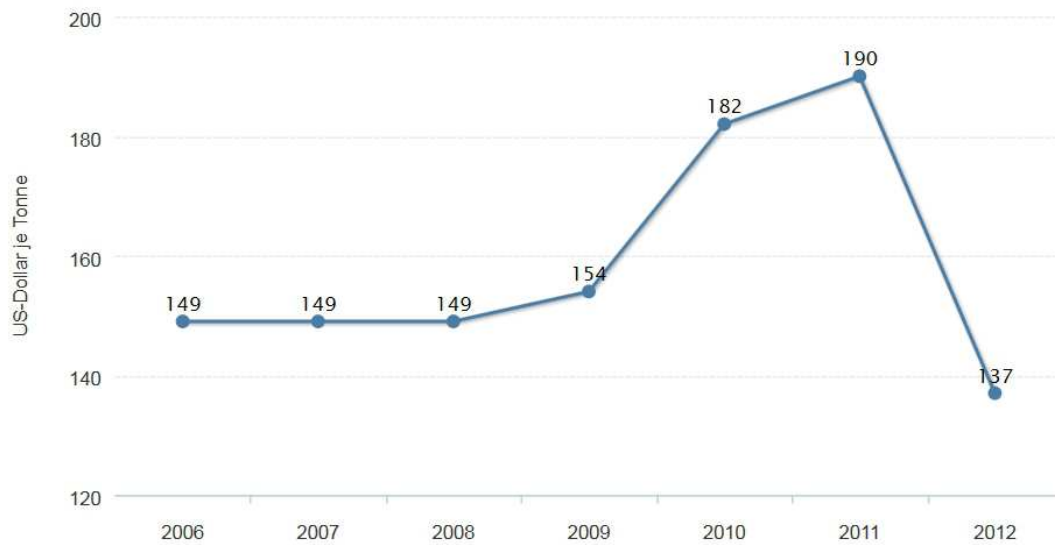
Abbildung 5-1 Kritische Rohstoffe durch hohe Länderkonzentration und hohes Länderrisiko ⁸⁹

Der Weltmarktpreis für hochwertiges Kaolin war bis 2008 keinerlei größeren Schwankungen unterlegen. Erst mit dem Einsetzen des Bau-Booms in Amerika und China, stieg der Preis rasant an.

Zur Herstellung von Sanitärkeramik wird Kaolin gebraucht. Mit dem Ende des Immobilienbooms begann ein Preisverfall. Für 2013 haben verschiedene Anbieter von Kaolin jedoch Preiserhöhungen von circa 7 % angekündigt. ⁹⁰

⁸⁹ DIHK – Charts zur Rohstoffversorgung – <http://www.dihk.de/presse/jahresthema-2012/chart-des-monats> – letztmalig überprüft – 6. Januar 2013.

⁹⁰ http://www.k-online.de/cipp/md_k/custom/pub/content,oid,43607/lang,1/ticket,g_u_e_s_t/local_lang,1 letztmalig überprüft – 6. Januar 2013

Abbildung 5-2 weltweite Preisentwicklung Kaolin⁹¹

Anschaffungswert

Im Jahr 2012 wurde die Investition in die Wasseraufbereitungsanlage getätigt.

Diese hatte ein direktes Investitionsvolumen von 316.140,-- EUR. Zusätzlich entstanden direkte Kosten durch bauliche Veränderungen, welche pauschal mit 10.000,-- EUR bewertet werden.

Die Integration, Anbindung und Programmierung der Anlagensteuerung oblag dem Auftraggeber, welcher direkt circa 20.000,-- EUR investierte.

Bewertete indirekte Projektkosten stehen an dieser Stelle nicht zur Verfügung.

Der Investitionswert (direkt) beträgt damit circa 346.000,-- EUR.

Ausgaben

Die kumulierten laufenden jährlichen Kosten liegen 2013 bei 146.900,-- EUR. Pro Jahr steigen diese Kosten um 5% und bilden damit die gesteigerten Kosten für beispielsweise Energie, Wartung, Verschleiß- und Ersatzteile ab.

⁹¹ <http://de.statista.com/statistik/daten/studie/246402/umfrage/preisentwicklung-von-kaolin/>

Investitionsbewertung

Eine Bewertung der Investition kann nicht vollständig durchgeführt werden, da entscheidende Informationen der Geheimhaltung unterliegen.

Es ist jedoch davon auszugehen, dass die Investition in eine Wasseraufbereitungsanlage zur Vollentsalzung entscheidend zur Sicherung der hochwertigen Güte des Kemmlitzer Kaolins beiträgt.

Wie bereits in der Einleitung angesprochen, findet Kemmlitzer Kaolin zu 40 – 50 % Einsatz in der Deutschen Porzellan-Industrie. Es wird angenommen, dass das Kemmlitzer Kaolinwerk diesen Markt weiterhin mit hochwertigem Kaolin beliefern möchte.

Dafür werden laufende Kosten in Höhe von circa 150.000,-- EUR / a und eine Investition von circa 346.000,-- EUR (aufgerundet 350.000,-- EUR) getätigt.

Gemäß AfA-Tabelle (AfA: Absetzung für Abnutzung) wird eine Umkehrosmoseanlage über 6 Jahre mit 17 % linear abgeschrieben.

$$\text{Jährliche Abschreibung } r = 350.000 \text{ EUR} \cdot 0,17 \frac{1}{a} = 59.500 \frac{\text{EUR}}{a} \quad \text{Gleichung 5-1}$$

Werden die laufenden jährlichen Kosten dem Abschreibungsbetrag aufaddiert, ergeben sich für die Herstellung von vollentsalztem Wasser zum Schlammprozess jährliche Kosten in Höhe von circa 209.500,-- EUR.

$$59.500 \frac{\text{EUR}}{a} + 150.000 \frac{\text{EUR}}{a} = 209.500 \frac{\text{EUR}}{a} \quad \text{Gleichung 5-2}$$

Bei einer Produktion von $100.000 \frac{t}{a}$ Kaolin, ergeben sich durch die Produktion von vollentsalztem Wasser zum Schlammprozess, Mehrkosten in Höhe von circa 2,-- EUR/t Kaolin.

Die Kemmlitzer Kaolinwerke müssen diese gesteigerten Produktionskosten bei der Preisbildung berücksichtigen.

6. Schlusswort / Ausblick

Die Amberger Kaolinwerke, Eigentümer der Kemmlitzer Kaolinwerke, sind Betreiber mehrerer europäischer Kaolintagebaue und gehören zu den weltweit größten Produzenten von Kaolin. Durch das neue Schlämmverfahren sichert sich das Unternehmen für die Zukunft eine hohe Produkt-Qualität und baut somit seinen Vorteil auf dem Weltmarkt aus. Der Einsatz von vollentsalztem Wasser im Schlämmverfahren ist bisher einzigartig und kann als Verfahren innerhalb des Unternehmens an weiteren Standorten angewendet werden um die Güte, und damit den zu erzielenden Verkaufspreis, zu erhöhen bzw. Güte und Verkaufspreis zu halten.

Im Aufbereitungsverfahren können folgende Punkte verbessert werden. Diese sind Vorschläge zur weiteren Optimierung und verstehen sich als Anknüpfungspunkte und Ausblick.

- Verwendung von Permeat zur Rückspülung des Enteisungs- Entmanganungs-filters
- Verwurf des Erstfiltrates am Enteisungs-Entmanganungsfilter

Literaturverzeichnis

1. **G. Schwerdtner, H. Anger, M. Störr.** Bergbaumonographie. *Die Kaolinlagerstätten des Kemmlitzer Reviere*. Freiberg : Landesamt für Umwelt und Geologie - Oberbergamt, 2007, Bd. 13.
2. **Wilhelm, Stefan.** *Wasseraufbereitung*. 7. Berlin : Springer, 2008.
3. **Nissen, W.** *Taschenbuch über Wasseraufbereitungsanlagen*. Leipzig : VVB Energiemaschinenbau, 1960.
4. **Kittner, Stark, Wissel.** *Wasserversorgung*. 5. Berlin : VEB Verlag für Bauwesen, 1985.
5. **Hartinger, L.** *Handbuch der Abwasser- und Recyclingtechnik*. München : Hanser, 1991. ISBN 978-3-446-15615-9.
6. **Gimbel, Jekel.** *Wasseraufbereitung – Grundlagen und Verfahren*. [Hrsg.] DVGW. München Wien : Oldenbourg Industrieverlag, 2004. Bd. 6. ISBN 3-486-26365-X.
7. **K. Nikolaus, S. Ripperger.** Trinkwassergewinnung aus Meerwasser mittels Umkehrosmose. *F & S Filtrieren und Separieren*. 24, 2010, Bd. 1, 1, S. 1-6.
8. **Darton, E.G.** *Proceedings of the Conference on Membranes in Drinking and Industrial Water Production*. L'Aquila, Italy : Desalination Publications, 2000. Bd. 2. ISBN 0-86689-060-2.
9. **Nähring, Jens.** Dr. [e-mail] jnaehring@genesysro.de : Genesysro Ltd., 03. 08 2012. Re: Re: Ihre Anfrage über genesysro.com.
10. *Cost saving case study using a calcium sulphate specific antiscalant.* **Stephen.P. Chesters, Matthew.W. Armstrong, David A. Golding, Hussain Ostovar.** Atlantis, The Palm – Dubai : Stephen P. Chesters, Managing Director Genesys International Ltd. UK, 2012. IDAWC/DB09-269.
11. **Deutsche Energie-Agentur GmbH.** Ratgeber Pumpen, Pumpsysteme, für Industrie und Gewerbe. 2010.
12. **Kirmse, Harald.** *Betriebsleiter Kemmlitzer Kaolinwerke*. Kemmlitz, 02. September 2012.
13. **Gehre, Dr.-Ing. Fernando.** *Informationsmaterial Ultra-Niederdruckmembranen*. [fernando.gehre@herco-wt.de] E-Mail : Herco Wassertechnik GmbH, 2012.
14. **Wayne Bates, Dr. Craig Bartels, Levy Polonio.** *Improvements in RO Technology for Difficult Feed Waters*. USA / Brazil : Hydranautics/Nitto Denko, 2012.

15. **MacHarg, John P.** *Energy Optimization of Brackish Groundwater Reverse Osmosis Desalination*. Austin, Texas 78711-3231 : Texas Water Development Board, 2011. 0804830845.
16. **Rich N. Franks, Craig R. Bartels, Val S., David Birch.** *Evaluating the Economics of a Unique Hybrid RO Design After Three Years of Treating Brackish Groundwater*. Oceanside CA : Hydronautics / Nitto Denko, 2011.
17. **Craig Bartels, Rich Franks, Keith Andes.** *Operational Performance and Optimization of RO Wastewater Treatment Plants*. Oceanside, CA : Hydronautics, 2011.

Anhang

- **Nähring, Jens. Dr.** [e-mail] jnaehring@genesysro.de : Genesysro Ltd., 03. 08 2012.
Re: Re: Re: Ihre Anfrage über genesysro.com

„Sehr geehrter Herr Bratfisch,
anbei ein Artikel zu den Inhaltsstoffen von Antiscalants.
NHMP bzw. im englischen SHMP ist leider nicht wirkungsvoll genug bei der Inhibierung von CaCO_3 und daher kein Bestandteil im Genesys LF.
Polyacrylsäure ist zu anfällig gegen Eisen, um für Membrananwendungen bei den geringen Dosiermengen ein wirkungsvoller Härtestabilisator zu sein. Acrylsäure als Monomer wird in Terpolymeren als Härtestabilisator eingesetzt.
Gerne stehe ich bei Rückfragen zur Verfügung.
Mit freundlichen Grüßen
Jens Nähring“

- **Gehre, Dr.-Ing. Fernando.** Informationsmaterial Ultra-Niederdruckmembranen.
[fernando.gehre@herco-wt.de] E-Mail : Herco Wassertechnik GmbH, 2012.

„Hallo Herr Bratfisch,

folgende grundsätzliche Infos dazu kann ich Ihnen geben.
Der grundsätzliche chemische Aufbau der verschiedenen Membranelemente ist etwas gleich: Polyester-Stützgewebe, Polysulfon- und Polyamidschicht.
Letztere ist hauchdünn (ca. $0,2\mu\text{m}$) und für die Salzurückhaltung verantwortlich.
Auch der mechanische Aufbau und die Membranfläche der „Standardelemente“ sind gleich.
Über die tatsächlichen Unterschiede bekommt man von den Herstellern keine richtige Info, weil das Produktionsgeheimnisse betrifft.
Aber die Wirkungen der Modifikationen sind bekannt.
Die „Ultra-Niederdruckelemente“ arbeiten bei sonst gleichen Bedingungen mit ca. 20% weniger Energiebedarf gegenüber den „Standard-Niederdruckelementen“. Der Restsalzgehalt ist auch nur etwa 10% höher, was meist irrelevant ist (0,8% zu 0,7%).
Von uns so genannte „High-Rejection-Elemente“ haben eine besonders hohe Salzurückhalterate von ca. 99,6%. Wichtig ist, dass die Salzurückhalterate einer Anlage geringer ist als die eines Membranelementes!“

- **Kirmse, Harald.** *Betriebsleiter Kemmlitzer Kaolinwerke.* Kemmlitz, 02. September 2012.

„Sehr geehrter Herr Bratfisch,

nachstehend die Antworten zu Ihrem Diplomthema.

Für weitere Fragen stehe ich Ihnen gern zur Verfügung.

Mit freundlichen Grüßen

H. Kirmse

A)

Vorerst zum Grundverständnis:

(Korrigieren Sie mich bitte, wenn ich da etwas falsch verstanden haben sollte.)

Die Motivation hinter der Verwendung von VE-Wasser im Waschverfahren ist:

„Zum sichern / beibehalten der hohen Güte des Kaolins, muss das Waschverfahren verbessert

werden, weswegen nun dem Waschwasser VE-Wasser beigemischt wird.“

Der Begriff Waschprozessen und demzufolge auch Waschwasser kommt aus der Sand und Kiesindustrie. Hier werden die abschlämmbaren Bestandteile als unerwünschte Komponenten ausgewaschen. Für uns sind die feinsten ("abschlämmbaren") Bestandteile, die Tonminerale, der Wertstoff; insofern wird in der Kaolinindustrie von Schlämmprozess und von Schlämmwasser gesprochen.

Liegt die VE-Wasserquote im Waschverfahren nun bei 50%?

Im Rahmen der Vorversuche wurde eine erforderliche Zugabemenge von 30 % zur Sicherung der Qualität ermittelt. Es konnte nachgewiesen werden, dass bei diesem Anteil trotz deutlich schlechterer Rohkaolinqualität die Endprodukte auf dem bisherigen, mit den Kunden vereinbarten Qualitätsniveau gehalten werden können.

Bei voller Menge der Wasseraufbereitung von 60 m³/h werden 40% der Schlämmwassermenge durch aufbereitetes Wasser aus der UO-Anlage bereitgestellt.

Die Ergebnisse der Vorversuche konnten in der Praxis bestätigt werden.

B)

Gern würde ich Informationen über den durch das VE-Wasser-Waschverfahren erzielten Mehrwert des Kaolingesteins wissen.

Bzw. Welchen Wert hätte Kaolin ohne das Waschverfahren mittels VE-Wasser. Ohne die Wasseraufbereitung würde sich die Qualität des Kaolins gegenüber dem bisherigen Stand verschlechtern. Insbesondere bei Kunden mit hohen Qualitätsansprüchen und entsprechend höheren Preisen müssten wir mit Absatzverlusten rechnen.

C)

Außerdem würde ich gern wissen wie hoch der jährliche Absatz von, mit VE-Wasser

gewaschenen Gestein ist.

Der jährliche Absatz liegt bei ca. 100.000 t/a.

D)

Welcher Netto-VK-Preis wird durchschnittlich je Tonne gewaschenen Kaolin erzielt?

Die Größenordnung liegt bei einem Verkaufspreis von ca. 100 EUR/t. Genauere Preise können wir Ihnen nicht nennen. Je nach Sorte und Verwendung bestehen hier große Unterschiede.

E)

Technisch:

Wie definiert sich technisch die höhere Güte von Kaolin im Handel?

Der Kemmlitzer Kaolin wird in der Keramik als weiß brennender Kaolin geschätzt und kommt dadurch u. a. in qualitativ hochwertigem weißem Porzellan zum Einsatz.

Gegenüber anderen Konkurrenzprodukten besitzt er aber ein schlechteres "Verflüssigungsverhalten".

In der Keramik wird dieser Begriff für ein komplexes rheologisches Verhalten des keramischen Schlickers verwendet, das insbesondere für Gießmassen und die Herstellung von Sprühgranulat für Pressmassen wichtig ist. Bei einem schlechten Verflüssigungsverhalten wird mehr Wasser für das Herstellen einer erforderlichen Viskosität benötigt, das bringt neben einem höheren Energieverbrauch beim Trocknen und Brennen auch noch andere Probleme mit sich.

Welche Verunreinigungen werden mittels dem Waschverfahren ausgewaschen?

Das Verflüssigungsverhalten wird u.a. durch Kalzium-, Sulfat- und Chloridionen negativ beeinflusst.

Durch den Einsatz von aufbereitetem Wasser wird die Ionenkonzentration im Schlammwasser deutlich herabgesetzt, so dass im Endprodukt weniger verbleiben. Die Qualität des Kaolins verbessert sich entsprechend.

Welche Verunreinigungen werden durch das Waschverfahren mit VE-Wasser (besser) ausgewaschen?

Ich verstehe selbstverständlich, dass all diese Informationen intern sind.

Es besteht die Möglichkeit die Diplomarbeit aus diesen Gründen zu sperren, d.h. nicht öffentlich über die Uni-Bibliothek Mittweida zugänglich zu machen. Nur ein eingeschränkter Personenkreis von meinen Betreuern (Seite Uni (2 Professoren) / Seite bibra) hätte demnach Einblick.“

DIHK – Charts zur Rohstoffversorgung –<http://www.dihk.de/presse/jahresthema-2012/chart-des-monats> – letztmalig überprüft – 6. Januar 2013.

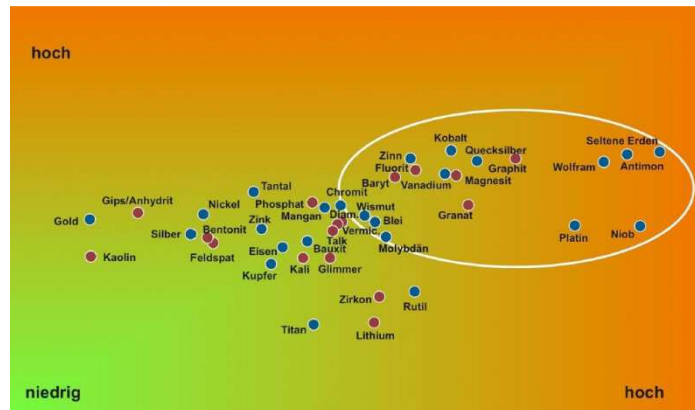
„August: Kritische Rohstoffe durch hohe Länderkonzentration und hohes Länderrisiko

Chart August

Die sichere und planbare Versorgung mit Rohstoffen zu wettbewerbsfähigen Preisen ist ein wesentliches Anliegen deutscher Unternehmen. Insbesondere gilt es, potenzielle Preis- und Lieferrisiken frühzeitig zu erkennen um gegebenenfalls Ausweichstrategien in der Beschaffung zu lancieren. Eine Bewertung von potenziellen Preis- und Lieferrisiken kann durch die Analyse der Länderkonzentration der Rohstoffproduktion und des Länderrisikos erfolgen.

Rohstoffe sind als besonders kritisch einzustufen, wenn eine hohe Länderkonzentration mit einem erhöhten Länderrisiko einhergeht. Die Länderkonzentration und das Länderrisiko dienen als Indikator für Preis- und Lieferrisiken von Rohstoffen, da sie eine erhöhte Marktmacht sowie politische Entwicklungen berücksichtigen.

Die Abbildung zeigt, dass sich Metalle und Industriemineralien in drei Risikogruppen unterteilen lassen:



(1) Rohstoffe mit einer niedrigen Länderkonzentration der Produktion und einem mäßigen bis niedrigen Länderrisiko. Dazu zählen beispielsweise Gold, Silber, Kupfer, Nickel oder auch Gips/Anhydrit und Kaolin (grüner Bereich).

(2) Rohstoffe mit einer erhöhten Länderkonzentration und einem mittleren Länderrisiko. Diese Gruppe umfasst unter anderem Bauxit, Zink, Chromit oder Blei. Trotz hoher Länderkonzentrationen können beispielsweise Lithium, Rutil und Zirkon aufgrund ihrer niedrigen Länderrisiken dieser Gruppe zugeordnet werden.

(3) Die Gruppe mit den höchsten Preis- und Lieferisiken ist durch eine hohe Länderkonzentration und ein erhöhtes Länderrisiko gekennzeichnet. Die in der Abbildung mit einer Ellipse markierte Gruppe umfasst die potenziell kritischen Rohstoffe. Metalle, die gegenwärtig als besonders kritisch gelten, sind Seltene Erden, Antimon, Wolfram, Platin und Niob. Aber auch Industriemineralien wie Graphit, Magnesium, Fluorit und Granat sind unter den gegenwärtigen Marktentwicklungen als kritisch einzuschätzen.

Im September 2012 veröffentlicht die Deutsche Rohstoffagentur (DERA) eine Studie mit dem Titel "DERA-Rohstoffliste 2012. Angebotskonzentration bei Metallen und Industriemineralen". Hierbei werden aktuelle Marktentwicklungen beschrieben und potenzielle Preis- und Lieferisiken aufgezeigt. Die Studie kann über die Homepage der DERA bezogen werden.

Anmerkungen zur Abbildung

Länderrisiko der Förderung: Für die Bewertung der Rohstoffversorgung ist die Verteilung der Anteile der globalen Förderung auf einzelne Länder relevant. Das Länderrisiko errechnet sich aus der Summe der Anteilswerte aller Länder an der Rohstoffproduktion gewichtet mit dem Länderrisiko der Weltbank. Das

gewichtete Länderrisiko bewegt sich in der Regel in einem Intervall zwischen +1,5 und -1,5. Bei Werten über +0,5 wird das Risiko als niedrig eingestuft, zwischen +0,5 und -0,5 liegt ein mäßiges Risiko vor und Werte unter -0,5 gelten als kritisch.

Länderkonzentration: Zur Messung der unternehmerischen Konzentration in einem Markt findet der Herfindahl-Hirschman-Index (HHI) Anwendung. Im Bereich des Kartellrechts wird dieser Index zum Nachweis der marktbeherrschenden Stellung von Anbietern verwendet. Er wird durch das Summieren aller quadrierten Marktanteile (in %) der Wettbewerber errechnet. Der HHI berücksichtigt dabei die relative GröÙte und Verteilung der Wettbewerber. Der HHI nimmt Werte zwischen 0 und 10.000 an. Das U.S. Department of Justice und die Federal Trade Commission definieren in ihren "Horizontal Merger Guidelines" einen Markt bei einem HHI unter 1.500 als niedrig, zwischen 1.500 und 2.500 Punkten als mäßig konzentriert. Bei einem Indexwert über 2.500 gilt der Markt als hoch konzentriert.“